

**UNIVERSIDAD POLITECNICA SALESIANA**

**SEDE QUITO**

**FACULTAD DE INGENIERIAS**

**CARRERA DE INGENIERÍA MECÁNICA**

**TESIS PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO**

**MECÁNICO**

**Tema: “Rediseño y recuperación del sistema de retorno de condensado para el ahorro de energía de la empresa Ecuajugos”**

**Autor: José Javier Gómez Dalgo**

**Tutor: Ing. Luis Andrango**

**Junio 2012**

## **AGRADECIMIENTO Y DEDICATORIA**

Agradezco primeramente a Dios por darme toda la fuerza, persistencia y dedicación necesaria para permitirme cumplir esta meta tan anhelada.

A mi Madre y Padre, por su apoyo y guía incondicional durante toda mi vida.

A todos los profesores de la Carrera de Ingeniería Mecánica por su valioso aporte en mi formación académica y humana, especialmente al Ing. Luis Andrango por su apoyo, paciencia y constancia para dirigir este trabajo; así mismo a la empresa Ecuajugos por la apertura para el desarrollo de este proyecto.

Dedico todo el trabajo y esfuerzo realizado, a mis Padres José y Adriana, a mis hijos María José y Andrés Mateo, como fuente de inspiración y amor, que serán siempre mi principal motivo para seguir cumpliendo todos mis objetivos.

***Javier Gómez***

## **DECLARACION**

Yo, José Javier Gómez Dalgo, declaro bajo juramento que el trabajo realizado es de mi autoría, que no ha sido previamente presentado y que se ha consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en el presente documento.

A través de esta declaración, cedo el derecho de propiedad intelectual correspondiente de este trabajo a la Carrera de Ingeniería Mecánica de la Universidad Politécnica Salesiana, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su reglamento y por la normativa vigente.

**José Javier Gómez Dalgo**

**AUTOR**

## **ABSTRACT**

The present study is based on the campaign to world level of the energy saving and care of the environment for the Company Nestlé-Ecuajugos, reaching an agreement with Armstrong like supplier of the industrial teams for steam. The main point of the study is the inspection of the traps for vapor and the recovery of condensed of vapor, by means of a physical rising the systems of I swindle and the inspection of the traps that you/they throw away the condensed one to the environment and it is not recovered. The traps for steam are inspected by the ultrasound method (stethoscope), which you can verify if the traps are in opened state (flight of vapor), Covered (slow heating of the process teams), or in if faulty, each trap type like those of Overturned, Thermodynamic Pail, Float and Thermostat and Thermostatic that are the more commons in the industry, they have different opening sounds and closing, these it can identify them with qualified personnel and of a lot of experience, this way allowing an energy saving from the 20 to 25% of energy of generation of steam. In the same way, this study is about the recovery of condensed that one votes to the environment, he/she will be able to be carried out by means of a recovery system of condensed by means of a model mechanical bomb PT 408 Armstrong, recovering 3,900 lb/h of condensed what represents 20,31% of the whole plant, with its respective dimensions of pipes 40 and 80 schedule, valves and accessories, so much for the supply of vapor to the pump trap of condensed so that this he/she has the capacity to push the condensed one toward the tank of condensed for feeding of the boilers, as the pipe of that of return of the condensed one for the recovery of the same one. Generally allowing so much us a considerable saving in generation of vapor as in recovery of condensed of vapor and the protection of the environment.



## INDICE GENERAL

<b>CONTENIDO</b>	<b>Pág.</b>
Agradecimiento y Dedicatoria	
Certificación	
Declaración	
 <b>GENERALIDADES</b>	
i. Planteamiento del problema	I
ii. Justificación	II
iii. Objetivo General	III
iv. Objetivos Específicos	III
v. Hipótesis General	IV
vi. Hipótesis Específicos	IV
vii. Alcance	IV
viii. Metodología	V
 <b>CAPÍTULO I</b>	
<b>Marco Teórico</b>	
<b>1. Vapor de agua</b>	
1.1 Sustancia Pura	1
1.2 Vapor Saturado	2
1.3 Vapor sobrecalentado	2
1.4 Vapor Flash	3
1.5 Calor	5
1.6 Presión Diferencial	5

1.7	Condensado de vapor de agua	6
1.8	Drenaje en sistemas de distribución	6
1.9	Drenaje en unidades de transferencia de calor	7
1.10	Eliminación de aire y CO <sub>2</sub>	8
1.11	Efecto del aire en la temperatura de vapor	8
1.14	Efecto del aire en la transferencia de calor	9
1.15	Corrosión	10
<b>2.</b>	<b>Instalaciones para vapor</b>	
2.1	Elementos básicos de un sistema de vapor	12
2.2	Trampas de vapor	14
2.2.1	Clasificación de trampas de vapor	15
	Balde Invertido	15
	Flotador y Termostato	17
	Termodinámica	19
	Termostática	21
	Bimetálico	22
2.2.2	Instalación y montaje de una trampa para vapor	24
2.2.3	Válvula check en la tubería de descarga	25
2.2.4	Métodos del funcionamiento de trampas de vapor	26
2.2.5	Tuberías para vapor y retorno de condensado	28
2.2.6	Normas para tuberías de vapor	28
2.2.7	Accesorios de tuberías	31
2.2.8	Instalaciones de vapor	34
2.2.9	Selección de trampas para vapor (solo vapor saturado)	37

2.2.10	Parámetros para cálculo de tubería para vapor para instalación de bomba de condensado	55
2.2.11	Procedimiento para diseño de tuberías para vapor	58
2.2.12	Parámetros para cálculo de tubería para retorno de condensado	59
2.2.13	Bombas para condensados	62
2.3	Aislamiento térmico	67

## **CAPÍTULO II**

Rediseño y selección		Pág.
2.1	Obtención de datos de operación en equipos de generación de vapor	71
2.2	Registro de datos de operación de trampas de vapor	73
2.2.1	Cuarto de maquinas	73
2.2.2	Líneas de UHT – pasillo de servicios generales	74
2.2.3	Terraza de sopladores	75
2.2.4	Terraza UHT	75
2.2.5	Líneas de recepción de leche OMEGA	76
2.3	Rediseño de trampas criticas (abiertas, tapadas, intemperie)	78
2.4	Dimensionamiento de Bomba de condensado	87
2.5	Diseño de tuberías de retorno de condensado	93
2.6	Diseño de tubería de vapor para suministro a la bomba de condensado	95
2.7	Dimensionamiento de reguladora de presión	99
2.8	Selección de aislamiento térmico	100
2.9	Verificación del flujo del Retorno de condensado	101

## **CAPÍTULO III**

<b>Costos del proyecto</b>	<b>Pág.</b>
3.1 Costo de trampas para vapor	104
3.2 Costos sistema de recuperación de condensado	105
3.3 Costo mano de obra	106
3.3 Costo total	106
 Conclusiones	 107
Recomendaciones	108
Bibliografía	109
Anexos	110

INDICE DE FIGURAS		Pág.
Fig. 1.1	El nitrógeno y el aire gaseoso son sustancias puras	2
Fig. 1.2.	Una mezcla de agua líquida y gaseosa es una sustancia pura, pero una mezcla de aire líquido y gaseoso no lo es	2
Fig. 1.3.	Diagrama T –v, para el proceso de calentamiento a presión constante	3
Fig. 1.4.	Porcentaje de vapor flash a la descarga de condensado a presión Reducida en psi y bar	4
Fig. 1.5.	Presión Diferencial	5
Fig. 1.6.	Condensado en tuberías	7
Fig. 1.7.	Serpentín medio lleno de condensado no funciona a plena capacidad	7
Fig. 1.8.	Barreras potenciales para la transferencia de calor	8
Fig. 1.9.	Cámara de aire – vapor	9
Fig. 1.10.	Capa de aire que produce aislamiento térmico	10
Fig. 1.11.	Tubería con oxígeno en el sistema	11
Fig. 2.1	Elemento básico de un sistema de vapor	13
Fig. 2.20	Funcionamiento de trampa para vapor de balde invertido o balde invertido	16
Fig. 2.21	Funcionamiento de trampa de vapor de flotador y termostato	19
Fig. 2.22	Funcionamiento de la trampa de vapor termodinámica o disco	20
Fig. 2.23	Funcionamiento de trampa de vapor termostático	22
Fig. 2.24	Funcionamiento de trampa de vapor bimetalico	23
Fig. 2.25	Montaje recomendado de trampeo para cualquier tipo de trampa de vapor	25

Fig. 2.26	Instalación de válvula check a la descarga	25
Fig. 2.27	Accesorios para instalación en tuberías	33
Fig. 2.12	Dimensionamiento del pozo de goteo	34
Fig. 2.13	Figura retención de condensado por medio de pata de goteo	35
Fig. 2.14	Toma de alimentación de vapor (cuello de ganso)	36
Fig. 2.15	Intercambiadores de calor de carcasas y tubos	41
Fig. 2.16	Evaporador simple efecto	45
Fig. 2.17	Evaporador múltiple efecto	46
Fig. 2.18	Instalación básica de traceado	51
Fig. 2.19	Instalación básica de camisa	54
Fig. 2.28	Funcionamiento de la bomba de condensado	62
Fig. 2.29	Sistema abierto de bomba de condensado	64
Fig. 2.30	Sistema cerrado de bomba de condensado	65
Fig. 2.31	Partes de una bomba de condensado	66
Fig. 2.32	Cañuela	67
Fig. 2.33	Cañuela lana mineral	68
Fig. 2.34	Cañuela lana de vidrio	69
Fig. 2.35	Calderas Cleaver Brooks en cuarto de máquinas	73
Fig. 2.36	Pasillo de servicios	74
Fig. 2.37	Terraza sopladores	75
Fig. 2.38	Terraza UHT	75
Fig. 2.39	Líneas de recepción de leche	76
Fig. 2.40	Resumen de registro de trampas según su funcionamiento	77
Fig. 2.41	Esquema básico del sistema de retorno de condensado	87

<b>INDICE DE TABLAS</b>	<b>Pág.</b>
Tabla 1. Reducción de temperatura causada por el aire	9
Tabla 1.2 Parámetros de diseño para trampa de vapor balde invertido	17
Tabla 1.3 Parámetros de diseño típico para trampa de vapor F&T	19
Tabla 1.4 Parámetros de diseño de una trampa de vapor termodinámica o de disco	20
Tabla 1.5 Parámetros de diseño de una trampa de vapor termostática	22
Tabla 1.6 Parámetros de diseño de trampas de vapor bimetalicos	24
Tabla 1.7 Propiedades mecánicas del acero A53	29
Tabla 1.8 Tubería con oxígeno en el sistema	30
Tabla 1.9 Dimensiones de pozo de goteo	35
Tabla 1.10 Tasa de condensación en kg/h/m <sup>2</sup>	40
Tabla 1.11 Recomendaciones	43
Tabla 1.12 Recomendaciones evaporadores	46
Tabla 1.13 Valores k de serpentines de placas	48
Tabla 1.14 Valores k de serpentines de tubo	48
Tabla 1.15 Recomendaciones tracer	50
Tabla 1.16 Recomendaciones camisa	53
Tabla 1.17 Velocidad del vapor en m/s	57
Tabla 1.18 Pérdida calórica en tuberías desnudas y aisladas	70
Tabla 2.1 Resumen de registro de trampas según su funcionamiento	77
Tabla 2.2 Capacidades de carga de condensado para bombas series 400	91
Tabla 2.3 Capacidades de carga y reducción de vapor series GD	99

<b>INDICE DE FORMULAS</b>		<b>Pág.</b>
Ecuación 1.1	Porcentaje vapor flash	4
Ecuación 1.2	Coletores de caldera	37
Ecuación 1.3	Líneas principales	38
Ecuación 1.4	Intercambiadores de calor	42
Ecuación 1.5	Evaporadores calor transferido	47
Ecuación 1.6	Diferencia temperatura evaporadores múltiple efecto	48
Ecuación 1.7	Traceado	50
Ecuación 1.8	Equipos con camisa	52
Ecuación 1.9	Velocidad de vapor	57
Ecuación 1.10	Velocidad de flujo de vapor	59
Ecuación 1.11	Flujo de vapor flash	61
Ecuación 1.12	Máxima caída de presión	61
Ecuación 2.1	Diámetro tubería CD 40 y 80	97
Ecuación 2.2	Caída de presión por cada 100 ft	97



<b>INDICE DE ANEXOS</b>	<b>Pág.</b>
Anexo 1. Planos de Instalación	110
Anexo 2. Composiciones químicas en tubería de acero A53 y A106	111
Anexo 3. Tablas de capacidades en kg/h para líneas para vapor y FS	112
Anexo 4. Tabla de capacidades de Kg/h para líneas para vapor	113
Anexo 5. Tabla de capacidades en lb/h para líneas para vapor	114
Anexo 6. Tabla de capacidades en lb/h para flujo vapor flash	115
Anexo 7. Tabla de capacidades en lb/h para caída de presión cédula 40 y 80	116
Anexo 8. Volumen específico de vapor en ft <sup>3</sup> /lb	117
Anexo 9. Tabla de selección de reguladora de presión series GD 45 Armstrong	118
Anexo 10. Modelos trampas de vapor Armstrong series 800	119
Anexo 11. Modelos trampas de vapor Armstrong series 880	120
Anexo 12. Ficha técnica y tablas para selección de bomba mecánica para recuperación de condensado	121
Anexo 13. Software Armstrong y ESP PLUS	123
Anexo 14. Registro de trampas de vapor	124
Anexo 15. Diámetros interiores y exteriores de tuberías según normas DIN	141

## **GENERALIDADES**

### **i. Planteamiento del problema**

Como parte de la expansión de la Empresa Nestlé en América Latina, los productos Nestlé se empieza a vender en Ecuador a través de Comercial Panamericana, cuya dirección era la calle P. Icaza, entre Pedro Carbo y Pichincha, en la ciudad de Guayaquil, pleno centro junto al ahora Malecón 2000.

A raíz de una visita al país de los ejecutivos de Nestlé Products Export Inc., empresa creada para comercializar los productos Nestlé, durante la segunda guerra mundial, empezaron a llegar embarques de Nescafé y leche condensada, así como también de leche en polvo con las marcas Lirio Blanco, Perla y la famosa Nido en 1955.

Del año 1960 a 1970, pasó a ser de comercializadora a productora, especializada en la producción de chocolate e insumos industriales de cacao, sus marcas estaban muy bien posicionadas en el mercado como el chocolate soluble con la marca dominante Ricacao.

En 1986, se dedicó a la exportación de semi elaborados de cacao, incorporando máquinas modernas como la secadora al vapor y nuevos molinos, automatizando, con el propósito de optimizar la producción y aumentar la calidad e higiene en los productos, que son las variables más críticas en una industria de alimentos. Incrementando los nuevos centros de acopio de leche, atendiendo a la región sierra del país, se instala el laboratorio Regional en Cayambe, en el año 2002, ya

considerados como uno de los más avanzados de Nestlé en el mundo, implementando la línea del proceso **UHT (Ultra High Temperature)**.

Ecuajugos, por su crecimiento y demanda de productos, ha realizado modificaciones en el sistema de distribución de vapor y retorno de condensado, debido al aumento y cambios de equipos de mayor capacidad, provocando en el sistema actual caídas de presión y temperatura, demora de calentamiento de equipos que operan con vapor al arranque, inundaciones en las líneas del sistema de retorno de condensado, mal sistema de trampeo, instalaciones defectuosas, pérdidas de vapor vivo, pérdida de condensado de buena calidad expulsándolo hacia el medio ambiente.

Por un acuerdo a nivel mundial, Nestlé hace el llamado al Programa ***Ahorro de Energía y Cuidado del Medio Ambiente***, con la necesidad urgente de realizar el estudio de ahorro de energía mediante sistemas de trampeo y la recuperación de condensado.

## **ii. Justificación**

En la mayoría de las plantas industriales, el uso de vapor, es la fuerza motriz que ayuda a la transformación de las materias primas o semi elaborados, en productos terminados con un valor agregado.

Con este proyecto del ahorro de energía y cuidado del medio ambiente, se logrará brindar la mayor eficiencia en la producción y en todo el sistema de distribución de vapor y retorno de condensado, junto con la reducción de costos de generación.

Para conseguirlo es necesario realizar la inversión en un estudio del sistema de trampeo de cada uno de los equipos de proceso, mediante el rediseño y análisis físico del estado actual de trampas de vapor (software), por el método de ultrasonido, análisis del sistema de recuperación y retorno de condensado (software), así como la inspección de instalaciones defectuosas.

### **iii. Objetivo General**

Rediseñar y recuperar el retorno de condensado para el ahorro de energía de la empresa Ecuajugos.

### **iv. Objetivos Específicos**

- Obtener y analizar datos de operación de los equipos de generación de energía y procesos en general.
- Inspeccionar la instalación del sistema de trampeo de vapor en cada uno de los equipos de proceso y registrar el estado de cada uno de ellos mediante el método de ultrasonido para calcular las pérdidas de vapor vivo por trampas de vapor en estado de operación abiertas.
- Diseñar el sistema de recuperación de condensado, mediante software.
- Elaborar los planos isométrico y unifilar.

**v. Hipótesis General**

Se obtendrá mediante inspección, los datos de operación de cada equipo de generación de vapor y de producción, previo al levantamiento del sistema de trampeo de vapor.

**vi. Hipótesis Específicos**

- Se analizará el estado de las trampas de vapor mediante el sistema de ultrasonido, así determinando el funcionamiento de cada una de ellas para seleccionar la trampa de vapor adecuada.
- Se redimensionará las trampas de vapor que se encuentren en estado de funcionamiento abiertas, sub dimensionadas o mal aplicadas, recomendando la instalación adecuada de cada una de ellas.
- Se diseñará un sistema de recuperación de condensado mediante el dimensionamiento de sus instalaciones y una bomba mecánica.

**vii. Alcance**

La preocupación y atención que le brindemos al vapor puede hacer la diferencia con la competencia, esta se vuelve mucho más crítica en un mundo globalizado, como el actual, donde la reducción de costos es la única manera de garantizar las utilidades que se desean conseguir.

Este proyecto logrará que se mejore en un 25% el sistema de vapor y retorno de condensado, el rendimiento de operación de cada equipo de proceso, la recuperación considerablemente del condensado en el área de recepción de leche, para que este pueda ser reutilizado, así consiguiendo un ahorro de generación de energía, mediante una correcta instalación del sistema de trampeo, disminución de consumo de combustible en un 20%, (4,000 galones de bunker/mes)<sup>1</sup>, paralelamente generando el aumento de producción y mejor eficiencia en los equipos de proceso.

#### **viii. Metodología**

En el presente proyecto se empleará los siguientes métodos:

**Deductivo:** Se aplicará leyes y principios generales para llegar al rediseño del sistema de trampeo de vapor y recuperación de condensado.

**Inductivo:** Debido a que conocemos datos necesarios para el diseño, con esta información podemos llegar a resolver el problema del sistema de trampeo y recuperación del condensado.

**Científico:** Este método conjuga la investigación inductiva y la investigación deductiva, luego de la investigación de campo se realizara cálculos para el diseño y para la selección de equipos y materiales.

**Bibliográfico:** Mediante el uso de catálogos, manuales y folletos se obtendrá la información requerida para el diseño y la selección de equipos y materiales.

---

<sup>1</sup> Fuente de información: Departamento de Compras de Ecuajugos

## **CAPITULO I**

### **MARCO TEORICO**

#### **INTRODUCCION**

##### **1. VAPOR DE AGUA**

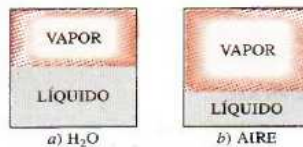
El vapor es un gas invisible generado por la adición de energía calorífica al agua en una caldera. Debe añadirse suficiente energía para elevar la temperatura del agua al punto de ebullición. La energía adicional sin ningún incremento más de la temperatura, convierte al agua en vapor. El vapor es un medio de transferencia de calor muy eficaz y fácilmente controlado. Se utiliza principalmente para transportar energía desde una ubicación central (caldera), a cualquier número de ubicaciones de una planta o fábrica, donde son utilizados para calentar aire, agua o aplicaciones de proceso.

**1.1 Sustancia Pura,** es la que tiene una composición química fija en cualquier parte, por ejemplo: el agua, el nitrógeno, el helio y el dióxido de carbono. Una sustancia pura no tiene que estar conformada por un solo elemento o compuesto químico, una mezcla de varios de estos también califica como sustancia pura siempre y cuando la mezcla sea homogénea. El aire, por ejemplo, es una mezcla de varios gases, pero con frecuencia se considera como sustancia pura porque tiene una composición química uniforme. (Ver Figura 1.1), sin embargo la mezcla de agua y aceite no es una sustancia pura, ya que el aceite no es soluble en agua por lo que se acumula en la superficie formando dos regiones químicamente diferentes. Una

mezcla de dos o más fases de sustancia pura se sigue considerando una sustancia pura mientras la composición química de las fases sigan siendo las mismas. (Figura 1.2).



*Fig.1.1. El nitrógeno y el aire gaseoso son sustancias puras<sup>1</sup>*



*Fig.1.2. Una mezcla de agua líquida y gaseosa es una sustancia pura, pero una mezcla de aire líquido y gaseoso no lo es<sup>2</sup>*

**1.2 Vapor Saturado**, es un vapor puro a una temperatura que corresponde a la temperatura de ebullición del agua a la presión existente. Está a punto de condensarse, por lo tanto el estado 4 es un estado de vapor saturado y una sustancia entre los estados 2 y 4, a este se le conoce como vapor húmedo o mezcla saturada líquido-vapor, debido a que en estos estados las fases líquida y vapor coexisten en equilibrio.

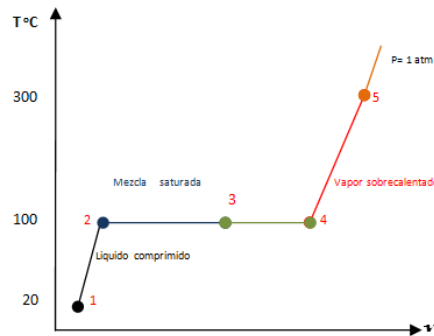
**1.3 Vapor Sobrecalentado**, es un vapor que no está a punto de condensarse, es decir no es vapor saturado. En el estado 5 la temperatura del vapor es por ejemplo de 300 °C, si se transfiere algo de calor al vapor, la temperatura descendería un poco

<sup>1</sup>Yanus A. Cengel, Termodinámica, Mc Graw Hill, 6<sup>ta</sup> Edición, Pág.112

<sup>2</sup>Yanus A. Cengel, Termodinámica, Mc Graw Hill, 6<sup>ta</sup> Edición, Pág.112



pero no habría condensación, mientras la temperatura permanezca arriba de los 100 °C, por lo tanto en agua en el estado 5 es un vapor sobrecalentado.



**Figura 1.3. Diagrama T-v para el proceso calentamiento a presión constante<sup>3</sup>**

**1.4 Vapor Flash,** cuando el condensado caliente o el agua de la caldera, bajo presión, se libera a una presión inferior, parte de ella se reevaporiza, lo que se conoce como vapor flash.

Este vapor flash es importante porque contiene unidades de calor que se pueden reutilizar optimizando la economía en la planta, que de lo contrario lo desperdician.

Este se forma cuando el agua se calienta a presión atmosférica (1.013 bares), su temperatura aumenta hasta que alcanza a los 100 °C, temperatura a la que más alta puede existir el agua a esta presión. El calor adicional no eleva la temperatura, sino que convierte el agua en vapor.

El calor absorbido por el agua al subir su temperatura hasta el punto de ebullición se llama “*calor sensible*”, o calor de líquido saturado. El calor requerido para convertir

<sup>3</sup> Yanus A. Cengel, Termodinámica, Mc Graw Hill, 6<sup>ta</sup> Edición, Pág.115

agua en a punto de ebullición en vapor a la misma temperatura se llama “*calor latente*”. Se determina por:

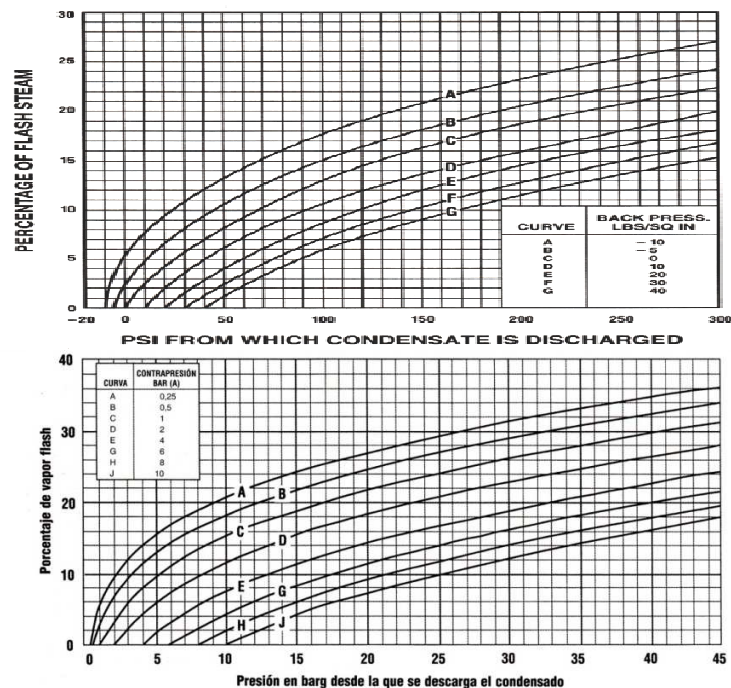
$$\% \text{ vapor flash} = \frac{q_1 - q_2}{r} \times 100 \quad \text{Ecuación 1.1}$$

**Dónde:**

**q1:** calor sensible en el condensado a la mayor presión antes de la descarga.

**q2:** calor sensible en el condensado a la menor presión a la que se lleva a cabo de la descarga.

**r:** calor latente en el vapor a la menor presión a la que el condensado se ha descargado.



**Figura 1.4. Porcentaje de vapor flash a la descarga de condensado a presión reducida en Psi y Bar<sup>4</sup>**

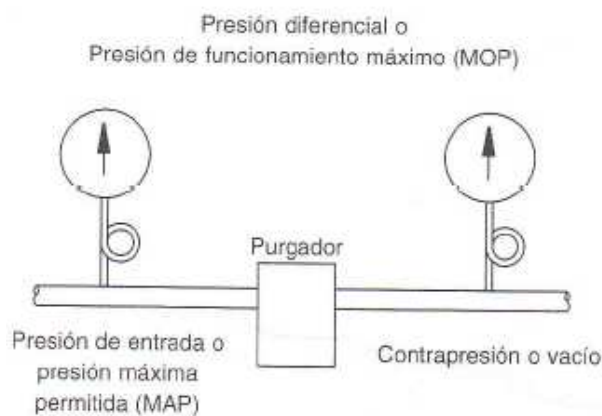
<sup>4</sup>Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-11

Mediante estos gráficos se puede calcular rápidamente el porcentaje de vapor flash, conociendo la contrapresión existente en las líneas de retorno de condensado, las unidades de medida son Psi y Bares. Se deberá considerar por cada metro de altura, una contrapresión de 2.5 Psi.

La temperatura es el grado de calor sin implicación de la cantidad de energía calorífica disponible.

**1.5 Calor**, medida de energía disponible sin implicación de la temperatura.

**1.6 Presión diferencial**, es la presión de la caldera o el cabezal de vapor, o a la salida de una válvula reguladora de presión, y la presión de la línea de retorno. Una trampa de vapor debe ser capaz de abrir (descargar), venciendo esta presión diferencial. (Ver Figura 1.5).



**Figura 1.5. Presión Diferencial<sup>5</sup>**

<sup>5</sup>Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-23

## **1.7 Condensado de vapor de agua**

Es un subproducto de la transferencia de calor en un sistema de vapor, se forma en el sistema de distribución debido a la inevitable radiación.

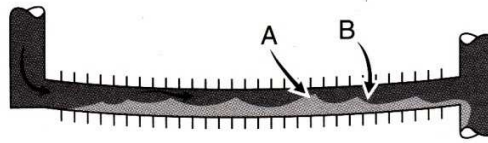
También se forma en equipos de calentamiento y de procesos como resultado de la deseable transferencia de calor desde el vapor a la sustancia calentada.

Una vez condensado el vapor y utilizado, su valioso calor latente debe eliminarse inmediatamente. Aunque el calor disponible en una libra de condensado es despreciable si se compara con una libra de vapor, el condensado sigue siendo agua caliente útil y debe volver a la caldera.

## **1.8 Drenaje en el sistema de distribución**

El condensado que reposa en la parte inferior de las líneas de vapor puede ser la causa de golpes de ariete. El vapor que circula hasta 150 km por hora hace “olas” cuando pasa sobre su condensado (Figura. 1.6)<sup>6</sup>, si se forma suficiente condensado, el vapor a alta velocidad lo empuja hacia adelante, creando agua condensada peligrosa que crece más y más a medida que recoge líquido frente a ella.

Cualquier cosa que cambie la dirección, accesorios de tuberías, válvulas reguladoras, soportes en T, bridas, puede ser destruida. Además del daño causado por este ariete, el agua a alta velocidad puede deteriorar accesorios al socavar las superficies metálicas.

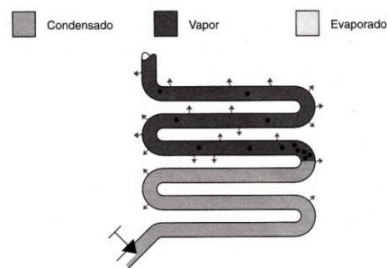


*Figura 1.6. Condensado en tuberías<sup>6</sup>*

## 1.9 Drenaje en una unidad de transferencia de calor

Cuando el vapor entra en contacto con condensado enfriado por debajo de la temperatura del vapor, puede producir otro tipo de golpe de ariete, conocido como choque térmico.

El vapor ocupa un mayor volumen que el del condensado y cuando se colapsa de repente, puede enviar ondas de choque por todo el sistema. Esta forma de golpe de ariete puede dañar equipos y es una señal de que el condensado no está siendo drenado fuera del sistema. (Figura 1.7).



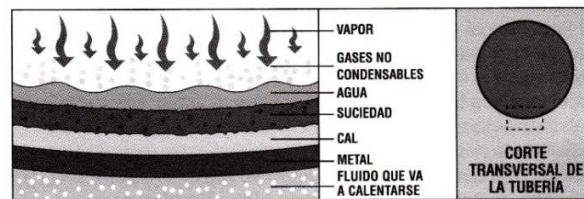
*Figura 1.7 Serpentín medio lleno de condensado no funciona a plena capacidad<sup>7</sup>*

<sup>6</sup>Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-13

<sup>7</sup>Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-13

### 1.10 Eliminar el aire y CO<sub>2</sub>

El aire siempre está presente durante la puesta en marcha del equipo en el agua que limita la caldera. El agua de alimentación también puede contener carbonatos disueltos, que liberan gas dióxido de carbono. La velocidad del vapor empuja los gases hacia las paredes de los intercambiadores de calor, donde pueden bloquear la transferencia de calor. Esto implica el drenaje del condensado, porque estos gases deben eliminarse junto con el condensado. (Figura 1.8).



*Figura 1.8 Barreras potenciales para la transferencia de calor<sup>8</sup>*

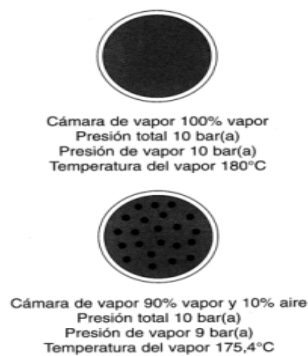
### 1.11 Efecto del aire en la temperatura del vapor

Cuando el aire y otros gases entran en el sistema de vapor, consumen parte del volumen que ocuparía de otro modo el vapor. La temperatura de la mezcla (aire-vapor) cae por debajo de la del vapor puro. En la Figura 1.9 se explica el efecto del aire en las líneas de vapor. En la tabla 1 y la Figura 1.10 se muestran las diferentes reducciones de temperatura causadas por aire a distintos porcentajes y presiones.

<sup>8</sup>Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> Edición 2005, Pág.CG-13

Presión (bar)	Temperatura del vapor, sin presencia de aire (C°)	Temperatura del vapor mezclado con distintos porcentajes de aire (por volumen) (C°)		
		10%	20%	30%
2	120.2	116.7	113.0	110.0
4	143.6	140.0	135.5	131.1
6	158.8	154.5	150.3	145.1
8	170.4	165.9	161.3	155.9
10	179.9	175.4	170.4	165.0

*Tabla 1. Reducción de temperatura causada por el aire<sup>9</sup>*



*Figura 1.9 Cámara aire-vapor<sup>10</sup>*

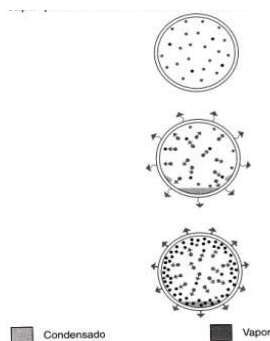
#### 1.14 Efecto del aire en la transferencia de calor

El flujo normal de vapor hacia la superficie del intercambiador de calor arrastra aire y otros gases con él. Como no se condensan ni drenan por gravedad, esos gases no condensables forman una barrera entre el vapor y la superficie del intercambiador de calor. Las excelentes propiedades de aislamiento del aire reducen la transferencia de

<sup>9</sup>Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> Edición 2005, Pág.CG-14

<sup>10</sup>Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>ta</sup> edición 2005, Pág.CG-14

calor. De hecho, bajo determinadas condiciones, tan sólo del 1% por volumen de aire en el vapor puede reducir la eficacia de la transferencia de calor hasta un 50%.



*Figura 1.10 Capa de aire que produce aislamiento térmico<sup>11</sup>*

Cuando los gases no condensables (principalmente aire) se continúan acumulando y no se eliminan, pueden llenar gradualmente el intercambiador de calor con gases y detener el flujo de vapor completamente. Entonces la unidad está “bloqueada por el aire”.

### **1.15 Corrosión**

Dos causas principales de la aparición de cal y de la corrosión son el dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) y el oxígeno ( $\text{O}_2$ ). El  $\text{CO}_2$  entra en el sistema como carbonatos disueltos en el agua de alimentación y, cuando se mezcla con condensado frío, crea ácido carbónico.

El ácido carbónico es extremadamente corrosivo y puede erosionar las tuberías y los intercambiadores de calor.

---

<sup>11</sup>Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>ta</sup> edición 2005, Pág.CG- 15



El oxígeno entra en el sistema como gas disuelto en el agua fría de alimentación. Agrava la acción del ácido carbónico, acelerando la corrosión y erosionando superficies de hierro y acero (**Figura 1.11**).



*Figura 1.11 Tubería con oxígeno en el sistema<sup>12</sup>*

---

<sup>12</sup>Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>ta</sup> edición 2005, Pág.CG-15

## **2. INSTALACIONES PARA VAPOR**

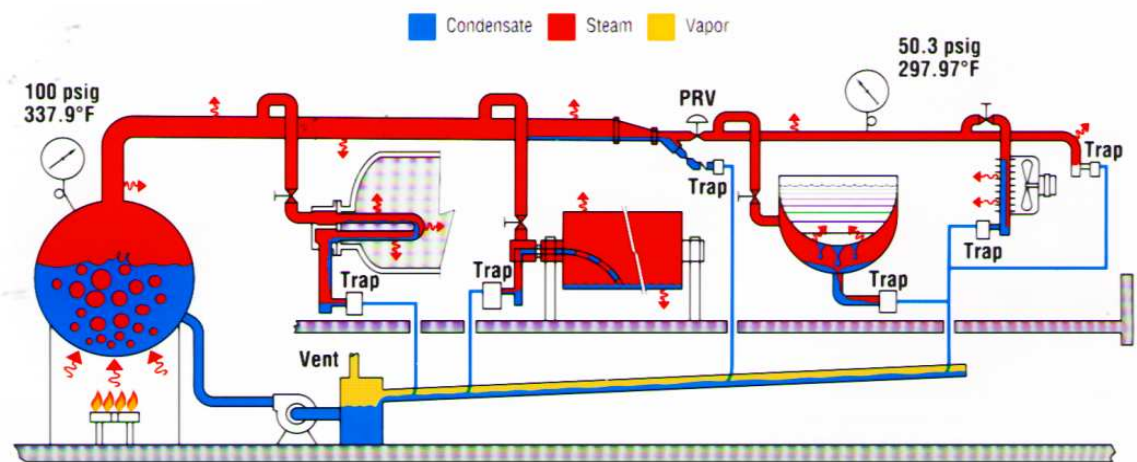
### **2.1 Elementos básicos de un sistema de vapor**

Los elementos básicos de vapor son el generador de vapor (caldera), el sistema de distribución, los equipos de consumo de vapor y el retorno de condensado.

Todos los elementos del sistema interactúan entre sí. Si existe mal funcionamiento en algunos de sus elementos la operación de todo el sistema de vapor será afectado con importantes pérdidas de energía que provocan pérdidas económicas considerables.

- Generador de vapor: El corazón de todo el sistema de vapor, el generador de vapor, es un equipo de intercambio de energía desprendida por el combustible, de la reacción de combustión y el fluido de trabajo. Los generadores se clasifican en piro tubular y acuatubulares.
- Suministro de combustible: una vez pasado por procesos como filtrado, calentamiento, dependiendo del estado del combustible sólido o líquido, para garantizar una combustión adecuada ingresa al quemador de la caldera.
- Suministro de agua: siendo el agua el fluido de trabajo más importante para la generación de vapor, esta debe ser pre-tratada y tratada de manera adecuada antes de ingresar al generador de vapor. El agua para la generación de vapor trata de evitar la corrosión y formación de precipitados en las superficies de transferencias de calor del generador.

- **Sistemas de distribución de vapor:** Es el encargado de transportar el vapor desde el generador de vapor hasta los equipos de consumo.
- **Colector de condensado:** una vez que se produce el intercambio energético según el proceso requerido, el vapor se condensa y retorna para que se cierre el ciclo. Es necesario resaltar que el condensado es agua destilada tratada, con un contenido energético importante y por lo tanto hay que recolectarla para volver al ciclo de generación de vapor. La recuperación de condensado puede ahorrar de 20 a 25 % de los costos de generación de la planta.



*Figura 2.1 elemento básico de un sistema de vapor<sup>13</sup>*

#### **Elementos principales de un sistema básico de vapor:**

- Caldera
- Distribuidor
- Líneas principales y ramales de vapor

<sup>13</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>a</sup> edición 2005, Pág.CG-13

- Equipos de consumo de energía (vapor)
- Líneas de retorno y recuperación de condensado
- Trampas para vapor

## **2.2 Trampas para vapor**

Una trampa de vapor eficiente reduce el consumo de energía, lo que significa que se quema menos combustible reduciendo las emisiones.

El resultado es un ahorro energético y un entorno más limpio y más saludable, al ayudar a las empresas a gestionar la energía, las trampas de vapor contribuyen a proteger el mundo que todos compartimos.

A medida que una trampa de vapor se va desgastando, pierde eficiencia y empieza a mal gastar la energía, pero las trampas de vapor de balde invertido duran varios años, más que otras modelos.

El trabajo de la trampa de vapor es sacar el condensado, aire, y CO<sub>2</sub>, del sistema tan pronto como se acumula. Además, por eficacia global y economía, la trampa de vapor también debe proporcionar:

1. Mínima pérdida de vapor
2. Larga vida útil
3. Resistencia a la corrosión
4. Purga de aire
5. Purga de CO<sub>2</sub>

6. Vencer la contrapresión
7. Capacidad de expulsar suciedad

### **2.2.1 Clasificación de Trampas de vapor**

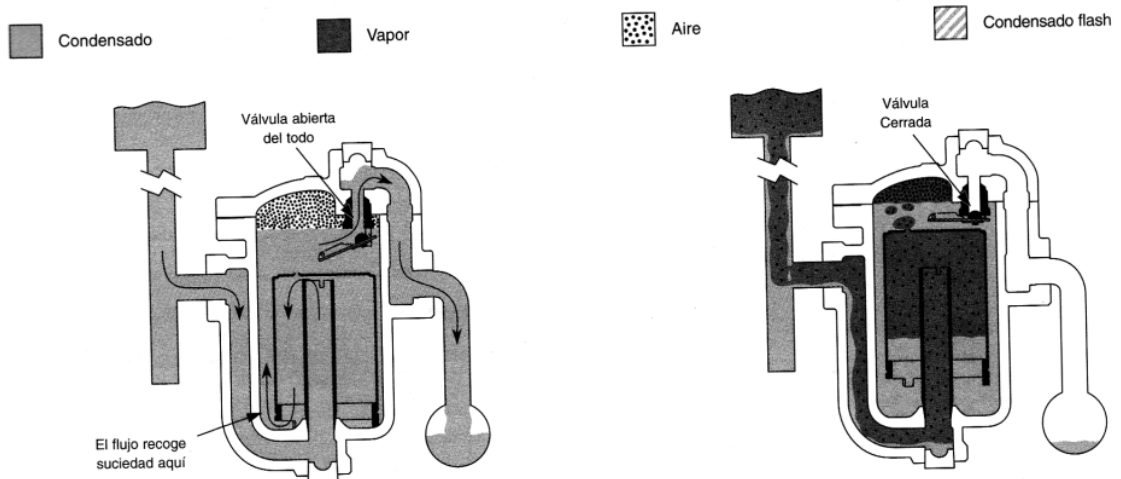
- **Trampa para Vapor de Balde Invertido**

La trampa de vapor de Balde Invertido sumergido, es un purgador mecánico que trabaja a partir de la diferencia de densidad entre vapor y agua (**Figura 2.20**). El vapor que entra en la cubeta invertida sumergida hace que la cubeta flote y cierre la válvula de descarga. El condensado que entra en la trampa de vapor reduce la flotabilidad de la cubeta, que se hunde y tira de la válvula de la trampa de vapor para descargar el condensado.

A diferencia de otras trampas de vapor mecánicos, la cubeta invertida también purga aire y dióxido de carbono continuamente a temperatura de vapor. Este simple principio de extracción del condensado fue presentado por Armstrong en 1911, Años de mejoras en materiales y fabricación ha convertido a las actuales trampas de vapor de cubeta invertida Armstrong en prácticamente incomparables en cuanto a eficacia de funcionamiento, fiabilidad y duración. Las trampas de vapor de Balde Invertido cumple con las siguientes características:

- 1. Larga vida de servicio eficaz desde el punto de vista energético*

En el corazón de la trampa de Balde Invertido hay un sistema de palanca exclusivo que multiplica la fuerza proporcionada por la cubeta para abrir la válvula frente a la presión. No hay pivotes filos que puedan desgastarse o crear fricción. Está diseñado para abrir el orificio de descarga hasta la capacidad máxima. Como la cubeta se abre en la parte inferior es resistente al daño por golpe de ariete. Los puntos de desgaste están muy reforzados para asegurar una larga vida útil. Una trampa de vapor de cubeta invertida Armstrong puede seguir conservando la energía, incluso en presencia de desgaste. El desgaste gradual aumenta ligeramente el diámetro del asiento y altera la forma y el diámetro de la válvula esférica. Pero mientras esto ocurre, la esfera simplemente se asienta más profundamente, manteniendo un sello ajustado.



**Figura 2.20 Funcionamiento del purgador de vapor de Cubierta Invertida o Balde Invertido<sup>14</sup>**

<sup>14</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-16

Material del cuerpo y tapa	Hierro Fundido	Acero Inoxidable	Acero Forjado	Acero Fundido	Acero Inoxidable Fundido
Conexiones (mm) (Plg.)	15 - 65 ½" - 2 1/2"	15 - 25 3/8" - 1"	15 - 50 ½" - 2"	15 - 25 ½" - 1"	15 - 50 ½" - 2"
Tipo de Conexiones	Roscada - Bridada	Roscada - Bridada - Soldable	Roscada - Bridada - Soldable	Roscada - Bridada - Soldable	Roscada - Bridada - Soldable
Presión de Funcionamiento (barg) (psig)	0 - 17 0 - 250	0 - 45 0 - 650	0 - 180 0 - 2.700	0 - 40 0 - 600	0 - 47 0 - 700
Capacidad (Kg/h) (lb/h)	Hasta 9500 20.000	Hasta 2000 4.400	Hasta 9500 20.000	Hasta 2000 4.400	Hasta 9500 20.000

*Tabla 1.2. Parámetros de diseño para Trampa de vapor Balde Invertido*

- **Trampa para Vapor de Flotador y Termostato**

La trampa de vapor de boya y termostático es una trampa mecánica, cuyo funcionamiento se basa en principios de densidad y temperatura. La válvula de boya funciona según el principio de densidad: una palanca conecta la boya con la válvula y asiento. Una vez que el condensado alcanza un cierto nivel en la trampa, la boya sube, abre el orificio y drena el condensado. Un sello de agua formado por el condensado evita pérdida de vapor vivo. Como la válvula de descarga está sumergida, no es capaz de ventear aire o gases no condensables. Cuando la acumulación de aire y gases no condensables produce una disminución significativa de la temperatura, un venteador termostático de aire, situado en la parte superior de la trampa de vapor los descarga. El venteador termostático se abre a una temperatura algunos grados inferior a la de saturación y de ese modo puede manipular un gran volumen de aire (a través de un orificio totalmente separado), pero a una temperatura ligeramente reducida. Los

trampas de vapor F&T proporcionan alta capacidad de venteo de aire, responden inmediatamente al condensado y son adecuados para aplicaciones industriales.

Las trampas de vapor de Flotador y Termostato cumplen con las siguientes características:

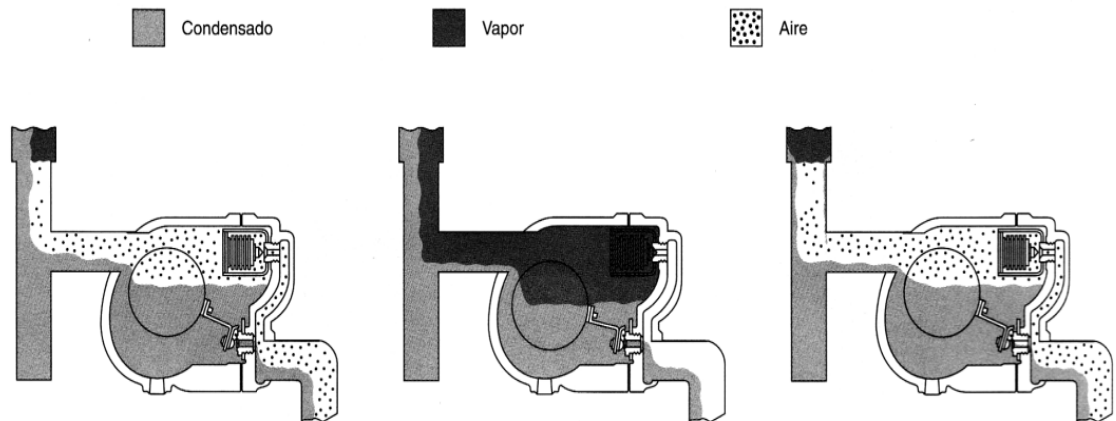
*1. Funcionamiento fiable bajo presión de vapor regulada*

Presión de vapor regulada significa que la presión de la unidad de intercambio de calor que se drena, puede bajar en cualquier parte desde la máxima presión de suministro de vapor hasta vacío, bajo determinadas condiciones. Así, bajo condiciones de presión cero, sólo está disponible la fuerza de gravedad para empujar el condensado a través de un purgador de vapor.

*2. Función a alta Contrapresión*

La contrapresión no tiene efectos adversos sobre el funcionamiento de la trampa de vapor de boya y termostático excepto la reducción de capacidad debido al bajo diferencial. La trampa de vapor no tendrá fallos al cerrar y no inyectará vapor debido a la alta contrapresión.





**Figura 2.21 Funcionamiento de Trampa de Vapor de Flotador & Termostato<sup>15</sup>**

Materiales de cuerpo y tapa		Fundición de hierro	Acero fundido
Conexiones	(mm) (plg)	15 – 80 ½" – 3"	15 – 80 ½" – 3"
Conexiones de tipo		Roscada o bridada	Roscada, soldable o bridada
Presión de funcionamiento	(barg) (psig)	0 a 17 0 - 250	0 a 32 0 - 465
Capacidad	(kg/h) (lb/h)	Hasta 94.000 208,000	Hasta 170.000 280,000

**Tabla 1.3. Parámetros de diseño típico para Trampa de Vapor de Flotador y Termostato**

- **Trampa para vapor termodinámica o de Disco**

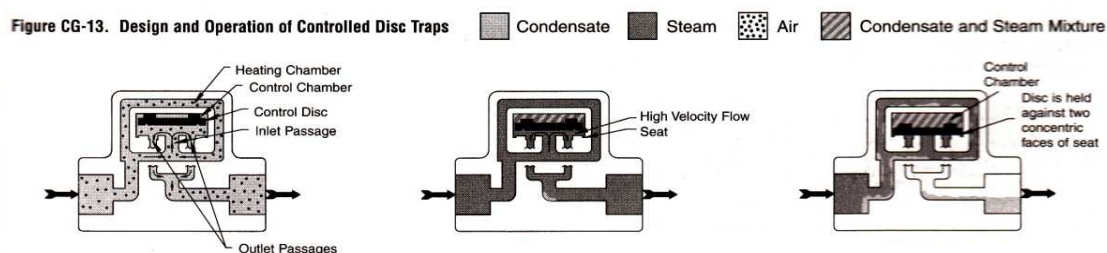
La trampa de vapor termodinámico es un dispositivo temporizado que funciona según el principio de velocidad. Sólo contiene una pieza móvil, el mismo disco. Como es muy ligero y compacto, la trampa de disco satisface las necesidades de muchas aplicaciones donde el espacio es limitado. Además de la sencillez de la trampa de vapor de disco y de su pequeño tamaño, también ofrece ventajas como resistencia al

<sup>15</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-18

golpe de ariete, descarga completa de todo el condensado cuando está abierto y funcionamiento intermitente para una acción de purga regular. Las trampas de vapor Termodinámicas o de disco cumplen con las siguientes características:

### *Cámara de calentamiento exclusiva*

La cámara de calentamiento exclusiva de las trampas de vapor termodinámicas Armstrong rodea el cuerpo del disco y la cámara de control. Una purga controlada de la cámara hacia la salida de la trampa de vapor controla la tasa del ciclo. Eso significa que el diseño de la trampa de vapor, y no las condiciones ambientales, controla la tasa del ciclo. Sin esa función de control, la lluvia, la nieve y las condiciones de ambiente frío alterarían la tasa del ciclo de la trampa de vapor.



*Figura 2.22 Funcionamiento de la Trampa de vapor Termodinámica o de Disco<sup>16</sup>*

Material de cuerpo y tapa		Acero Inoxidable
Conexiones	(mm) (plg)	15 – 25 3/8" - 1"
Tipo de conexiones		Roscada o bridada
Presión de funcionamiento	(barg) (psig)	0 – 41 10 - 600
Capacidad	(kg/h) (lb/h)	Hasta 1,150 2.850

***Tabla 1.4. Parámetros de diseño de una Trampa de vapor Termodinámica o de Disco***

<sup>16</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-19

- **Trampa para Vapor Termostática**

Estas trampas de vapor se utilizan en aplicaciones con cargas muy ligeras de condensado. Las trampas de vapor Termostáticas cumplen con las siguientes características:

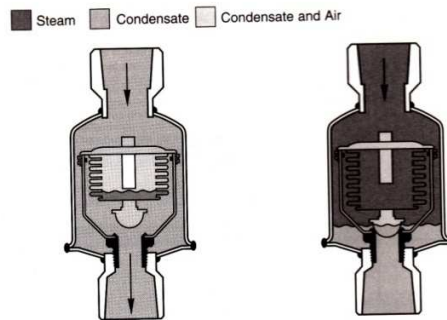
*1. Funcionamiento termostático*

Las trampas de vapor termostáticos trabajan a partir de la diferencia de temperatura entre vapor y condensado y aire frío. El vapor aumenta la presión dentro del elemento termostático, causando el cierre del purgador.

Cuando el condensado y los gases no condensables retroceden en el pozo de enfriamiento, la temperatura empieza a caer y el elemento termostático se contrae y abre la válvula.

La cantidad de condensado acumulado delante de la trampa de vapor depende de las condiciones de carga, presión de vapor y tamaño de las tuberías.

Es importante tener en cuenta que puede producirse una acumulación de gases no condensables detrás del condensado acumulado.



**Figura 2.23 Funcionamiento de Trampa de Vapor Termostático<sup>17</sup>**

Material del cuerpo y tapa	De Fuelle y presión Equilibrada		Wafer con agua y presión Equilibrada		
	Acero Inoxidable	Bronce	Acero inoxidable	Acero al Carbono	Bronce
Conexión (Plg)	½", ¾"	½", ¾"	¼" a 1"	½", ¾"	½", ¾", 1"
(mm)	15 - 20	15 - 20	10 - 25	15 - 20	15 - 25
Tipo de conexión	Roscado y bridado	Roscado angular	Roscado y soldable	Roscado y soldable	Roscado angular
Presión de Operación (psig)	0 - 300	0 - 50	0 - 400	0 - 600	0 - 65
(barg)	0 - 20	0 - 3	0 - 27	0 - 40	0 - 4
Capacidad (lb/h)	Hasta 3.450	Hasta 1.600	Hasta 70	hasta 85	Hasta 960
(kg/h)	1600	750	30	40	450

**Tabla 1.5. Parámetros de diseño de una Trampa de vapor Termostático**

- **Trampa para Vapor Bimetálico**

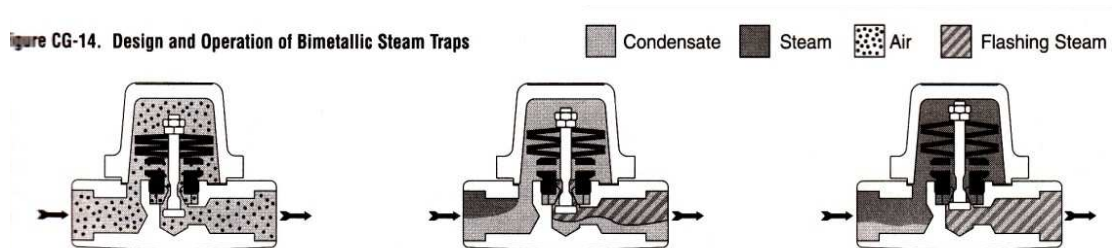
La trampa de vapor bimetalico funciona según el principio de temperatura, usando dos capas de elementos bimetalicos que tienen coeficientes de expansión diferentes.

<sup>17</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-19

Si están fríos, los elementos bimetálicos son planos. Cuando la temperatura empieza a subir, los elementos se expandirán de forma diferente y se curvarán.

El vástago conectado a esos elementos mueve una válvula hacia una posición de abierto o cerrado. Las trampas de vapor bimetálicos cumplen las siguientes características:

1. En la puesta en marcha, la temperatura es baja y los elementos bimetálicos son planos. Se abre la válvula y el condensado y el aire se descargan a través del purgador.
2. Cuando el vapor llega a la trampa de vapor, aumenta la temperatura y los elementos bimetálicos se expanden. La válvula se cerrará y la trampa de vapor detiene la descarga hasta que se acumula suficiente condensado más frío y la temperatura disminuye.



**Figura 2.24 Funcionamiento de la Trampa de Vapor Bimetálico.**<sup>18</sup>

<sup>18</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-19

Materiales de cuerpo y tapa		Acero al carbono y acero inoxidable
Conexiones	(mm) (Plg)	15 -20 ½" – 1"
Conexiones de tipo		Roscada, soldables o Bridada
Presión de funcionamiento	(barg) (psig)	0 a 24 0 – 250
Capacidad	(kg/h) (lb/h)	Hasta 1.200 11,000

*Tabla 1.6. Parámetros de diseño de Trampas de Vapor Bimetálicos*

### 2.2.2 Instalación y montaje de una Trampa para vapor

ABC para una trampa de vapor:

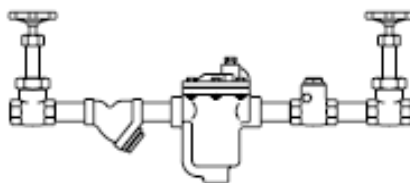
**A:** accesible para ser inspeccionada y ser reparada.

**B:** bajo del punto de drenado, siempre que sea posible.

**C:** cerca del punto de drenado.

Una trampa de vapor debe montarse con los siguientes aditamentos:

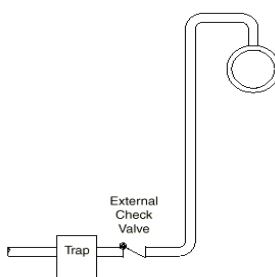
- Válvula de cierre antes de la trampa.
- Válvula de cierre en la tubería de descarga de condensado de la trampa.
- Filtro antes de la trampa.
- Colector de suciedad para detener óxidos.
- Válvula de prueba (en reemplazo de visores).



*Figura 2.25 Montaje recomendado de trapeo para cualquier tipo de trampa de vapor<sup>19</sup>*

### 2.2.3 Válvula check en la tubería de descarga

Las válvulas check evitan que se tenga un contra flujo y al mismo tiempo aíslan a la trampa cuando la válvula de prueba está abierta.



*Figura 2.26 Instalación de válvula check a la descarga<sup>20</sup>*

<sup>19</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-52

<sup>20</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-52

#### **2.2.4 Métodos del funcionamiento de trampas de vapor**

En la mayoría de las empresas la energía consumida por la industria se emplea para general vapor, pero buena parte del vapor producido se pierde a través de fugas del sistema de distribución de vapor, incluyendo tuberías, válvulas y trampas de vapor.

De la experiencia de auditorías energéticas se tiene que en plantas donde no existe un control regular del estado de las trampas de vapor, es común encontrar porcentajes entre un 30 y 65 %e las mismas que no funcionen de manera adecuada. Incluso en plantas donde existe un buen programa de mantenimiento estos porcentajes se sitúan entre un 5 y 10%.

El porcentaje anual de trampas de vapor con mal funcionamiento en los Estados Unidos es de 20%, de acuerdo con Armstrong, fabricante internacional reconocido de elementos para sistemas de vapor.

Existen cuatro métodos de inspección de las trampas de vapor:

- Visual: Se fundamenta en la observación de la descarga de las trampas de vapor, cuando esta se realiza a la atmosfera, es decir, cuando existe recuperación de condensado. El inspector de trampas de vapor deberá reconocer entre vapor flash o revaporizado, que es característico en el funcionamiento de los purgadores, y vapor vivo, presente cuando la trampa falla en posición abierta.
- Acústico: Mecanismos dentro de las trampas de vapor, flujo de vapor y condensado a través de las trampas generan sonidos audíbles para el oído



humano por medio de estetoscopios y supersónicos verificables mediante el empleo de equipos especiales. El detector ultrasónico de trampas de vapor consiste en una sonda de contacto o receptor de ultrasonidos, un convertidor de señales que convierte las señales de ultrasonido en impulsos eléctricos con amplificadores, filtros y convertidor de la señal en sonido audible. Resulta extremadamente útil para realizar diagnósticos precisos del funcionamiento de las trampas de vapor, especialmente cuando el equipo consta de un almacenador de datos que permite su análisis en un ordenador mediante diagramas de nivel de presión sonora versus tiempo. Los diferentes tipos de trampas de vapor producen diferentes sonidos en su operación. Un operador puede ser entrenado para reconocer estos sonidos.

- Electrónico: este método consiste en la utilización de sensores electrónicos para medir la conductividad del condensado en una cámara que se instala antes de la trampa de vapor.
- Térmico: la medición de la temperatura de la trampa de vapor es considerado el método menos confiable para la inspección de trampas de vapor, porque vapor saturado y condensado tienen la misma temperatura, por lo tanto es difícil diferenciar cuando la operación de la trampa es adecuada o no. Aunque la información que provee este método es relevante, especialmente cuando la trampa falla en posición cerrada su temperatura será mayor por acumulación de condensado.

### **2.2.5 Tuberías para vapor y retorno de condensado**

La tubería o cañería es un conducto que cumple la función de transportar agua u otros fluidos. Se suele elaborar con materiales muy diversos. Las tuberías pueden ser de dos tipos: (Anexo 2)

- Sin costura (sin soldadura): La tubería es un lingote cilíndrico el cual es calentado en un horno antes de la extrusión. En la extrusión se hace pasar por un dado cilíndrico y posteriormente se hace el agujero mediante un penetrador. La tubería sin costura es la mejor para la contención de la presión gracias a su homogeneidad en todas sus direcciones. Además es la forma más común de fabricación y por tanto la más comercial.
- Con costura longitudinal: Se parte de una lámina de chapa la cual se dobla dándole la forma a la tubería. La soldadura que une los extremos de la chapa doblada cierra el cilindro. Por tanto es una soldadura recta que sigue toda una generatriz. Variando la separación entre los rodillos se obtienen diferentes curvas y con ello diferentes diámetros de tubería. Esta soldadura será la parte más débil de la tubería y marcará la tensión máxima admisible.

### **2.2.6 Normas para tubería de vapor**

- NORMA ASME/ASTM A53 (Tubería de acero soldada y sin costura, negra y de inmersión en caliente, con recubrimiento de zinc de acuerdo al estándar ASTM A 53/A 53M)

La Tubería bajo esta especificación se suministra sin costura y soldada con acabado superficial negro y galvanizado en caliente en diámetro desde 1/8 pulgadas (3.18mm) a 26 pulgadas (660.40mm). Entre tipos y grados de tubería tenemos:

- Tipo F: Soldada a tope en alto horno, soldadura continua grado A
- Tipo E: Soldada con resistencia eléctrica (ERW), grados A y B
- Tipo S: Sin costura, Grados A y B.

#### **Aplicaciones:**

La tubería A-53 está destinada a aplicaciones mecánicas y de presión y también es aceptable para usos ordinarios en la conducción de vapor, agua, gas, y las líneas de aire. Este tipo de tubería es apta para ser soldada, así como para operaciones de formado tales como roscado y abridamiento.

PROPIEDADES	Grado A	Grado B
<b>Resistencia a la tracción, min:</b>	48.000 psi [330 MPa]	60.000 psi [415 MPa]
<b>Fluencia, min:</b>	30.000 psi [205 MPa]	35.000 psi [240 MPa]

*Tabla 1.7. Propiedades mecánicas del acero A53<sup>21</sup>*

- **NORMA ASME/ASTM A106 (Tubería de acero al carbono sin soldadura para alta temperatura de servicio de acuerdo al estándar ASTM A-106)**

Tubería bajo esta especificación se suministran en diámetros desde 1/8 pulgadas (3.18mm) a 48 pulgadas (1,219.20mm) de espesor de pared nominal (promedio) de

<sup>21</sup><http://www.spanish.phione.co.uk/products/pipes/a-53>

acuerdo al ANSI B 36.10. Tubos bajo esta especificación están disponibles en cualquiera de los siguientes grados: grado A, grado B y grado C.

### **Aplicaciones:**

La tubería A-106 es apta para el plegado, abridamiento, operación, roscado, y soldada.

<b>PROPIEDADES</b>	<b>Grado A</b>	<b>Grado B</b>	<b>Grado C</b>
<b>Resistencia a la tracción, min:</b>	48.000 psi [330 MPa]	60.000 psi [415 MPa]	70.000 psi [485 MPa]
<b>Fluencia, min:</b>	30.000 psi [205 MPa]	35.000 psi [240 MPa]	40.000 psi [275 MPa]

*Tabla 1.8. Tubería con oxígeno en el sistema<sup>22</sup>*

Comúnmente las tuberías tienen las siguientes características:

Largo nominal: 6.1 m / 5.80 m

Recubrimientos: negro, galvanizado, aceitado, barnizado y pintado

Terminación extremos: Biselado, roscado, ranurado

Pruebas Hidrostáticas: 100 % según norma ASTM – 106

Espesor:  $\pm 12.5\%$  nominal

---

<sup>22</sup><http://www.spanish.phione.co.uk/products/pipes/A-106>

Peso: + 10% y – 3.5%

Longitud: -10 mm + 25 mm (5.8 – 6.1) m

### **2.2.7 Accesorios de Tuberías**

En todo sistema de tuberías se hacen presentes los siguientes elementos como codos, té, bridas, válvulas, empaques entre otros, tomando en cuenta las especificaciones según el desarrollo del diseño de los proyectos. Entre los más comunes tenemos:

- Codos: Son elementos de uso común de dos tubos de diámetro nominal, igual o diferente, para dar un giro a la tubería en un determinado ángulo. Denominación: Angulo, Diámetro, Tipo de Radio. (Sch o Rating), Extremos, Material.
- Tee Recta: Son elementos que comúnmente el diámetro nominal de entrada es igual que el de salida, se utiliza para derivar tendido de tuberías secundarias. Denominación: Diámetro, (Sch o Rating), Extremos, Material.
- Tee Reductora: Al igual que las tees rectas pero con la diferencia que el tendido de tubería secundaria que al derivar se lo hace con diámetro nominal reducido o inferior al nominal, según el diseño del proyecto. Denominación: Diámetro, (Sch o Rating), Extremos, Material.
- Reducciones: Elementos útiles para estrangular o expandir el fluido, según su aplicación. Denominación: Tipo, diámetros, extremos, (Sch o Rating), Material.

- **Bridas:** Son accesorios para conectar tuberías con equipos (Bombas, intercambiadores de calor, calderas, tanques, etc.) o accesorios (codos, válvulas, etc.). La unión se hace por medio de dos bridas, en la cual una de ellas pertenece a la tubería y la otra al equipo o accesorio a ser conectado. La ventaja de las uniones bridadas radica en el hecho de que por estar unidas por espárragos, permite el rápido montaje y desmontaje a objeto de realizar reparaciones o mantenimiento.
- **Válvula de Compuerta:** Las compuertas de disco, actuadas por un husillo, se mueven perpendicularmente al flujo. El disco asienta en dos caras para cerrar. Se usa cuando se requiere frecuente cierre y apertura. No es práctica para estrangulamiento de la vena fluida porque causa erosión en los asientos de la válvula y vibraciones. La bolsa en el fondo de la válvula puede llenarse de depósitos impidiendo el cierre.
- **Válvula de Globo:** El disco situado en el extremo del husillo asienta sobre una abertura circular. El flujo cambia de dirección cuando pasa por la válvula. Buena para producir estrangulamiento debido a la resistencia que presenta al flujo. Produce menor pérdida de carga y turbulencia, es más indicada para servicio corrosivo y erosivo. No es recomendada para servicios de frecuente cierre y apertura.
- **Válvula de Retención, oscilante, check o de bisagra:** el flujo mantiene abierto el cierre a bisagra y el flujo en sentido opuesto la cierra. La del tipo basculante con el pivote en el centro evita el golpe al cerrar. Se utilizan contrapesos externos, en los tipos estándar, para proveer una mayor sensibilidad para los cambios de sentido en el flujo. Se usa cuando sea necesario minimizar la pérdida de carga. Es mejor para líquidos y para grandes tamaños.

Se muestra algunos ejemplos de elementos o accesorios para tuberías tanto de suministro y/o retorno de condensado.



*Codo 45°<sup>23</sup>*



*Tee recta<sup>24</sup>*



*reductora<sup>25</sup>*



*Reducciones<sup>26</sup>*



*Bridas<sup>27</sup>*



*Válvula de Compuerta<sup>28</sup>*



*Válvula de Globo<sup>29</sup>*



*Válvula Check<sup>30</sup>*

*Figura 2.27 Accesorios básico para instalaciones en tuberías<sup>31</sup>*

<sup>23</sup> <http://spanish.alibaba.com/products/45-degree-elbow.html>

<sup>24</sup> <http://spanish.alibaba.com/products/45-degree-elbow.html>

<sup>25</sup> [www.ads-chile.com/pdf/accesorios\\_pdf/pared\\_sencilla/sw-133.pdf](http://www.ads-chile.com/pdf/accesorios_pdf/pared_sencilla/sw-133.pdf)

<sup>26</sup> <http://es.scribd.com/doc/52366390/manual-accesorios-acero-al-carbon>

<sup>27</sup> [http://es.wikipedia.org/wiki/Brida\\_\(tuber%C3%ADas\)](http://es.wikipedia.org/wiki/Brida_(tuber%C3%ADas))

<sup>28</sup> [www.valvulasdelpacifico.com/productos.htm](http://www.valvulasdelpacifico.com/productos.htm)

<sup>29</sup> [www.valvulasthorsa.com.ar/productos/.../valvulas\\_globo.pdf](http://www.valvulasthorsa.com.ar/productos/.../valvulas_globo.pdf)

<sup>30</sup> [www.valvulasthorsa.com.ar/productos/.../valvulas\\_globo.pdf](http://www.valvulasthorsa.com.ar/productos/.../valvulas_globo.pdf)

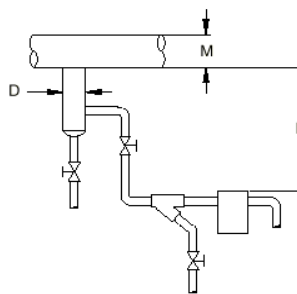
## 2.2.8 INSTALACIONES DE VAPOR

Los sistemas de distribución de vapor enlazan las calderas y el equipo que usa realmente el vapor, transportándolo a cualquier lugar de la fábrica donde se necesite su energía calorífica. Los tres componentes principales de los sistemas de distribución de vapor son colectores de caldera, líneas principales de distribución de vapor y ramales. Cada uno de ellos satisface ciertos requisitos del sistema y, junto con los separadores de vapor y las trampas de vapor, contribuye al uso eficaz del vapor.

- **Pozos de goteo**

Resulta común para todos los sistemas de distribución de vapor la necesidad de pozos de goteo a diversos intervalos (Fig. CG-24-1). Se proporcionan para:

1. Retener el condensado por gravedad desde el vapor en rápido movimiento.
2. Almacenar el condensado hasta que el diferencial de presión pueda descargarlo a través del purgador de vapor.



*Figura 2.12. Dimensionamiento del pozo de goteo<sup>32</sup>*

---

<sup>31</sup>Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-52

<sup>32</sup>Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-26



El pozo de goteo dimensionado adecuadamente capturará el condensado. Un pozo de goteo demasiado pequeño puede causar realmente un efecto venturi de aspiración, donde la caída de presión sacará el condensado del purgador.



*Figura 2.13. Figura retención de condensado por medio de pata de goteo<sup>33</sup>*

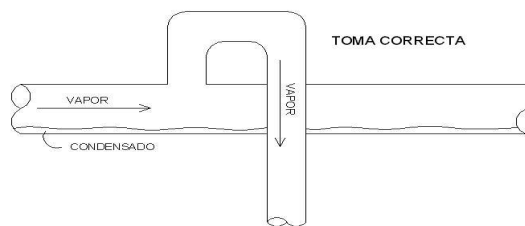
Table CG-12. Recommended Steam Main and Branch Line Drip Leg Sizing			
M	D	H	
Steam Main Size (in)	Drip Leg Diameter (in)	Drip Leg Length Min. (in)	
		Supervised Warm-Up	Automatic Warm-Up
1/2	1/2	10	28
3/4	3/4	10	28
<b>1</b>	<b>1</b>	<b>10</b>	<b>28</b>
2	2	10	28
3	3	10	28
<b>4</b>	<b>4</b>	<b>10</b>	<b>28</b>
6	4	10	28
8	4	12	28
<b>10</b>	<b>6</b>	<b>15</b>	<b>28</b>
12	6	18	28
14	8	21	28
<b>16</b>	<b>8</b>	<b>24</b>	<b>28</b>
18	10	27	28
20	10	30	30
<b>24</b>	<b>12</b>	<b>36</b>	<b>36</b>

*Tabla 1.9. Dimensiones de Pozo de Goteo<sup>34</sup>*

<sup>33</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-26

- **Toma para alimentación de vapor**

Todas las tomas de tuberías de vapor deben ser por la parte superior, debido a que si es tomado por la parte inferior o lateral, lo que se va a tomar es vapor y condensado depositado en la parte inferior de la tubería.



*Figura 2.14. Toma de alimentación de vapor (cuello de ganso)<sup>35</sup>*

- **Colectores de caldera**

Un colector de caldera es un tipo especial de línea principal de distribución de vapor que puede recibir vapor de una o más calderas. Es más frecuente una línea horizontal alimentada desde arriba y que a su vez alimenta las líneas de distribución principales. Es importante purgar el colector de la caldera adecuadamente para asegurar que se elimine cualquier arrastre (agua de caldera y sólidos) antes de la distribución en el sistema.

---

<sup>34</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-26

<sup>35</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-26

Las trampas de vapor que se utilicen para este colector, deben ser capaces de descargar cantidades de agua condensada tan pronto como se produzca. La resistencia al golpe de ariete también debe considerarse en la selección de trampas de vapor.

### 2.2.9 Selección de trampa para vapor (sólo vapor saturado)

- **Cabecal o Distribuidor de vapor**

Se recomienda un factor de seguridad de 1.5:1 (**Anexo 3**) para virtualmente todas las aplicaciones de colector de caldera. La capacidad de la trampa de vapor requerido se determina por:

$$\text{Capacidad requerida trampa de vapor} = \text{Factor de seguridad} \times \text{Carga conectada a la caldera(s)} \times$$

$$\text{Arrastre de agua previsto (normalmente 10\%).} \quad \text{Ecuación 1.2}$$

Capacidad de responder inmediatamente a la llegada de condensado, excelente resistencia al golpe de ariete, posibilidad de manipular suciedad y funcionamiento eficaz con cargas muy ligeras son características que hacen que la trampa de vapor de balde invertido sea la trampa de vapor más adecuado para esta aplicación.

- **Líneas principales**

Uno de los usos más comunes de las 6 trampas de vapor es la purga de las líneas de distribución principales de vapor. Esas líneas deben mantenerse libres de aire y condensado para que el equipo que utiliza vapor siga funcionando adecuadamente. La purga inadecuada de las líneas de distribución principales de vapor a menudo conlleva golpe de ariete y agua condensada que pueden dañar válvulas reguladoras y otros equipos.

Hay dos métodos utilizados para el calentamiento de las líneas de distribución principales de vapor: supervisado y automático. El calentamiento supervisado se utiliza ampliamente para el calentamiento inicial de líneas de gran diámetro y/o longitud.

El método sugerido para las válvulas de purgas supervisadas es abrirlas completamente para que haya soplo libre a la atmósfera antes de admitir vapor en la tubería principal. Esas válvulas de purga supervisadas no se cierran hasta que todo o la mayor parte del condensado calentado se ha descargado.

Se pueden calcular cargas de condensado en tuberías aisladas o sin aislar para el método de calentamiento supervisado o para el automático se determina por:

$$Q_C = \frac{(W_P \times T_1) \times c \times (t_1 - t_2)}{r \times h} \times 60 \quad \text{Ecuación 1.3}$$

$Q_c$  = Cantidad de condensado en kg/h

$W_p$  = Peso de la tubería en kg/m (consulte la tabla CG-25-2)

$T_1$  = Longitud total de la línea de vapor en m

$c$  = Calor específico del material de la tubería en kJ/kg/°C (tubería de acero = 0,48 kJ/kg/°C)

$t_2$  = Temperatura final en °C

$t_1$  = Temperatura inicial en °C

$r$  = Calor latente en kJ/kg (consulte Tablas de vapor, columna 5 en la página CG-10)

$h$  = Tiempo en minutos para la puesta en marcha

**NOTA:** para cálculos rápidos,  $t_1$  puede tomarse como 0°C y  $r$  puede fijarse en 2.100 kJ/h.

Para determinar rápidamente la carga de condensado durante el calentamiento de una línea de distribución principal de vapor, tabla 1.11. Cuando se encuentra la cifra correcta, se multiplica por un factor de seguridad de 2 (factor de seguridad recomendado para todas las trampas de vapor ubicados entre la caldera y el extremo de la línea principal).

Para la tabla de condensación en funcionamiento normal (después del calentamiento), se utiliza la tabla 1.10.

<b>Presión de vapor (barg)</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>4</b>	<b>8</b>	<b>12</b>	<b>16</b>	<b>21</b>
Tubería con aislamiento	1	1	1,5	1,5	2	2,5	3
Tubería sin aislamiento	4	5	6	7	8	9	10

*Tabla 1.10. Taza de condensación en kg/h/m<sup>2</sup>*<sup>36</sup>

- **Purga de intercambiadores de calor de carcasa y tubo y serpentines sumergidos**

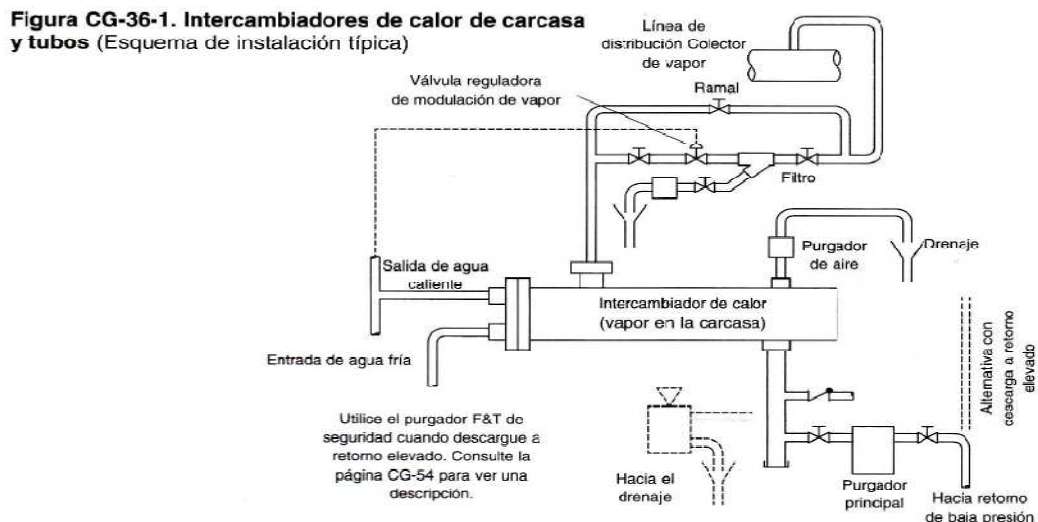
Los serpentines sumergidos son elementos de transferencia de calor sumergidos en el líquido que se va a calentar, evaporar o concentrar. Este tipo de bobina se encuentra virtualmente en cada fábrica o institución que utiliza vapor. Ejemplos típicos son los calentadores de agua, reboilers, calentadores de succión, evaporadores y vaporizadores. Se utilizan para calentar agua de uso en procesos o doméstico; vaporizar gases industriales como propano y oxígeno; concentrar fluidos en curso como azúcar, licor negro y petróleo; y calentar fuel para facilitar la transferencia y atomización. Distintos requisitos de aplicación incluyendo presión de vapor constante o variable determinan el tipo de trampa de vapor que debe utilizarse. Entre los factores de selección de trampas de vapor se incluyen la capacidad de manipular aire a bajas presiones diferenciales, la conservación de energía y la eliminación de suciedad y agua condensada. Tres métodos estándar de dimensionamiento ayudarán a determinar las trampas de vapor de tipo y tamaño adecuados para los serpentines.

---

<sup>36</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-25

- **Purga de Intercambiadores de calor de carcasa y tubos**

Un tipo de serpentín sumergido es el intercambiador de calor de carcasa. En esos intercambiadores se instalan numerosos tubos en un bastidor o carcasa con área libre cerrada. Esto garantiza el contacto de los tubos con el fluido que se encuentra en la carcasa. Aunque el nombre serpentín sumergido implica que el vapor está en los tubos y éstos están sumergidos en el líquido que se calienta, lo inverso también puede ocurrir, cuando el vapor está en la carcasa y hay un líquido en los tubos.



*Figura 2.15. Intercambiadores de calor de carcasa y tubos<sup>37</sup>*

- **Selección de trampa de vapor para intercambiadores de calor de carcasa y tubos**

Para determinar la carga de condensado en calentadores de carcasa y tubos, utilizamos la siguiente fórmula cuando se conoce la potencia real.

<sup>37</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-36

(Sí sólo se conocen las dimensiones de la bobina de calentamiento, utilizamos la fórmula que se muestra en serpentines de placas. Asegúrese de seleccionar el factor "k"):

$$Q_c = \frac{m \times \Delta t \times c \times 60 \times s.g.}{r} \quad \text{Ecuación 1.4}$$

Donde:

$Q_c$  = Carga de condensado en kg/h

$m$  = Flujo líquido en l/min

$\Delta t$  = Aumento de temperatura en °C

$c$  = Calor específico del líquido en kJ/kg/°C

(Tabla CG-60-1, página CG-60)

60 = 60 min/h

s.g.= Gravedad específica del líquido

(Tabla CG-60-1, página CG-60)

$r$  = Calor latente de vapor en kJ/kg (consulte Tablas de vapor, columna 5 en la página CG-10)



- **Selección de trampa de vapor para serpentines de tubo**

Puede determinar la carga de condensado para serpentines de tubo si aplica una de las fórmulas, dependiendo de los datos que se conozcan. Si se conoce la capacidad, utilice la fórmula que hay bajo los intercambiadores de carcasa y tubos. Cuando se conocen las dimensiones físicas del serpentín, utilice la fórmula que hay bajo los serpentines de placas.

<b>Tabla CG-38-1. Gráficos de recomendaciones</b> (Consulte la página CG-9 para ver referencias de "código de características".)						
Equipo que se está purgando	Opción preferente y código de características	Presión constante		Opción preferente y código de características	Presión variable	
		0 - 2 barg	Más de 2 barg		0 - 2 barg	Más de 2 barg
Intercambiadores de calor de carcasa y tubos	B, C, E, F, G, I, K, N, Q	IBLV	IBLV	B, C, G, H, I, L	F&T†	F&T†
	Elección alternativa	DC F&T	DC *F&T	Elección alternativa	DC IBT	DC IBLV
Drenaje por sifón de serpentines de placas y de tubos	B, C, E, F, G, H, I, K, N, Q	DC	DC	B, C, G, F, I, L	DC	DC
	Elección alternativa	IBLV	IBLV	Elección alternativa	IBT	IBLV
Drenaje por gravedad de serpentines de placas y de tubos	B, C, E, F, G, I, K, N, Q	IBLV	IBLV	B, C, G, F, I, L	F&T†	*F&T†
	Elección alternativa	DC F&T	DC F&T	Elección alternativa	DC IBT	DC IBLV

\* Usar IBLV para superar las limitaciones de presión/temperatura.

† Si debe manipularse suciedad y grandes volúmenes de aire, se puede utilizar eficazmente un purgador de cubeta invertida con un verteador termostático de aire externo.

**Recuerde:**

1. Proporcionar rompedores de vacío siempre que se den presiones subatmosféricas.
2. Proporcione drenaje de seguridad al elevar condensado en servicio modulado.

**Tabla 1.11. Recomendaciones<sup>38</sup>**

- **Purga de evaporadores**

Los evaporadores reducen el contenido de agua de un producto mediante el uso de calor. Son muy comunes en muchas industrias, especialmente papel, alimentación, textil, química y acero.

<sup>38</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-38

Un evaporador es un intercambiador de calor de carcasa y tubos en el que el vapor está normalmente en la carcasa y el producto en los tubos y en movimiento. Según el tipo de producto y los resultados deseados, puede ser necesaria más de una etapa o efecto de evaporación. El efecto triple es el más habitual, aunque pueden encontrarse hasta cinco o seis en algunas aplicaciones.

- **Simple efecto**

Mientras se fuerza el producto a través de los tubos del evaporador, se añade calor para eliminar una cantidad específica de humedad. Tras completar esto, el vapor del producto y el producto concentrado son forzados hacia la cámara de separación donde extrae el vapor y puede utilizarse en otro sitio. Después se bombea el concentrado a otra parte del proceso (Fig. 2.16).

- **Múltiple efecto**

Al utilizar el método de múltiple efecto hay una conservación de calor como vapor de la caldera que se utiliza en el primer efecto y el vapor generado del producto se utiliza como fuente de calor en el segundo efecto. El vapor generado aquí se utiliza entonces como fuente de calor del tercer efecto y, finalmente, calienta agua para algunos otros procesos o precalienta el suministro de entrada (Fig. 2.17).

Hay muchas variables en el diseño de los evaporadores, debido a su amplia aplicación a muchos productos diferentes.

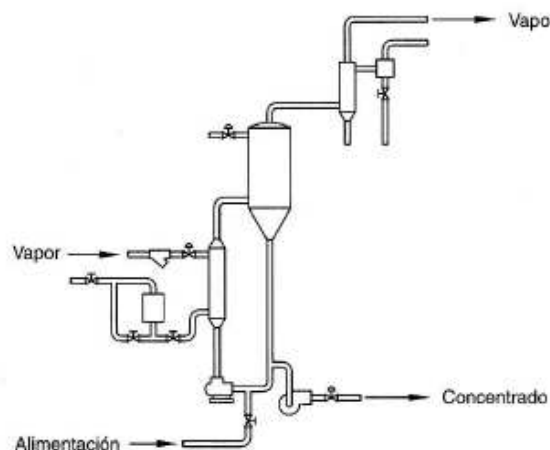
La capacidad de vapor de los evaporadores puede variar de aproximadamente 500 kg/h a 50.000 kg/h, en tanto que las presiones de vapor pueden variar desde un alta 10 barg en el primer efecto a una baja de 60 cm de vacío en el último efecto.

Debido a que los evaporadores se activan habitualmente de forma continua, hay una carga uniforme de condensado para manipular. Es importante recordar que los purgadores deben seleccionarse para el diferencial de presión real de cada efecto.

Las tres principales consideraciones al purgar evaporadores son:

1. Grandes cargas de condensado.
2. Bajos diferenciales de presión en algunos efectos.
3. Evacuación de aire y contaminantes.

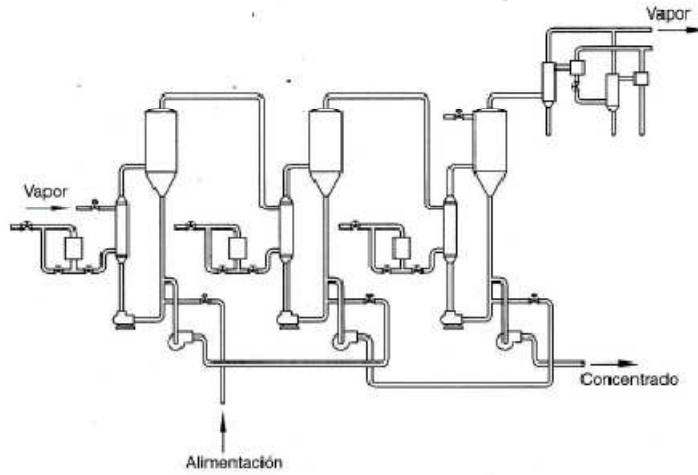
**Figura CG-39-1. Sistema evaporador de simple efecto**



**Figura 2.16. Evaporador simple efecto**<sup>39</sup>

<sup>39</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-37

**Figura CG-39-2. Sistema evaporador de triple efecto**



**Figura 2.17. Evaporador múltiple efecto**<sup>40</sup>

<b>Tabla CG-39-1. Gráficos de recomendaciones</b> (Consulta la página CG-9 para ver referencias de "código de características".)			
Equipo que se está purgando	Opción preferente, código de características y opción(es) alternativa(s)	0 - 2 barg	Más de 2 barg
Evaporador de un solo efecto	A, F, G, H, K, M, P	DC	DC
	Opciones alternativas	IBLV F&T	IBLV F&T
Evaporador de múltiple efecto	A, F, G, H, K, M, P	DC	DC
	Opciones alternativas	IBLV F&T	IBLV F&T

**Tabla 1.12. Recomendaciones Evaporadores**<sup>41</sup>

<sup>40</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-37

<sup>41</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-39

- **Selección de Trampas de vapor para evaporadores**

Cuando se calcula la carga de condensado para evaporadores, se debe tener cuidado al seleccionar el valor  $k$  ( $\text{kJ/h.m}^2.\text{°C}$ ). Como regla general, pueden utilizarse los siguientes valores de  $k$ :

- 5.860 para evaporadores de circulación natural con vapor a baja presión (hasta 2 barg)
- 10.050 en circulación natural con alta presión (hasta 3 barg)
- 15.070 con evaporadores de circulación forzada

Se utiliza la siguiente fórmula para calcular la transferencia de calor de los intercambiadores de calor de flujo continuo con presión de vapor constante.

$$H = A \times k \times \Delta t_m \quad \text{Ecuación 1.5}$$

**Donde:**

$H$  = Calor total transferido en  $\text{kJ/h}$

$A$  = Área de superficie exterior de la bobina en  $\text{m}^2$

$k$  = Tasa global de transferencia de calor en  $\text{kJ/h.m}^2.\text{°C}$

$\Delta t_m$  = Diferencia logarítmica de temperatura media entre vapor y líquido (igual que entre la entrada y la salida de un intercambiador de calor) en  $\text{°C}$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{L_n \times \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad \text{Ecuación 1.6}$$

**Donde:**

$\Delta t_1$  = diferencia de temperatura más grande

$\Delta t_2$  = diferencia de temperatura más pequeña

La diferencia logarítmica de temperatura media puede estimarse utilizando la Tabla 1.13.

Tabla CG-37-2. Valores k de serpentines de placas en kJ/h.m <sup>2</sup> .°C		
Tipo de servicio	Circulación	
	Natural	Forzada
Vapor para soluciones acuosas	2.095 - 4.080	3.055 - 5.650
Vapor para petróleo liviano	840 - 920	1.255 - 2.260
Vapor para petróleo mediano	420 - 840	1.025 - 2.050
Vapor para bunker C	335 - 630	840 - 1.675
Vapor para alquitrán	335 - 500	377 - 1.255
Vapor para azufre fundido	500 - 710	710 - 920
Vapor para parafina líquida	500 - 710	840 - 1.045
Vapor para melazas o sirope	420 - 840	1.445 - 1.840
Dowtherm para alquitrán	335 - 630	1.025 - 1.255

**Tabla 1.13. Valores k de serpentines de placas<sup>42</sup>**

Tabla CG-41-1. Valores k de serpentín de tubo en kJ/h.m <sup>2</sup> .°C		
Tipo de servicio	Circulación	
	Natural	Forzada
Vapor para agua	1.030 - 4.080	3.055 - 24.285
Calentadores con tubo de 1 1/2"	3.665	9.210
Calentadores con tubo de 3/4 pulgadas	4.080	10.260
Vapor para petróleo	210 - 630	1.025 - 3.055
Vapor para líquido hirviendo	6.070 - 16.330	-
Vapor para petróleo hirviendo	1.025 - 3.055	-

**Tabla 1.14. Valores k de serpentines de tubo<sup>43</sup>**

<sup>42</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-37

- **Líneas de traceado de vapor**

Las líneas de traceado de vapor están diseñadas para mantener el fluido en una tubería principal a una determinada temperatura uniforme. En la mayoría de casos, esas líneas de traceado se utilizan en exteriores, lo que hace que las condiciones meteorológicas sean una consideración crítica.

El propósito principal de las trampas de vapor en líneas de traceado es retener el vapor hasta que su calor latente es totalmente utilizado y después descargar el condensado y los gases no condensables. Igual que pasa con cualquier pieza del equipo de transferencia de calor, cada línea de traceado debe tener su propio purgador. Incluso aunque puede haber instaladas varias líneas de traceado en la misma línea de fluido principal, se requiere purgar la unidad para evitar corto circuitos.

Al seleccionar y dimensionar trampas de vapor, es importante considerar su compatibilidad con los objetivos del sistema, ya que las trampas de vapor deben:

1. Conservar energía al funcionar fiablemente durante un largo período de tiempo.
2. Proporcionar descarga periódica brusca con el objetivo de purgar el condensado y el aire de la línea.
3. Funcionar bajo condiciones de carga ligera.
4. Resistir daños por congelación si el vapor se detiene.

---

<sup>43</sup>Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-41

- **Selección de trampa de vapor para líneas de traceado de vapor**

La carga de condensado que se va a manipular en una línea de traceado de vapor puede determinarse a partir de la pérdida de calor de la tubería de productos, utilizando la siguiente fórmula:

$$Q_c = \frac{k \times L \times S}{r} \quad \text{Ecuación 1.7}$$

Donde:

$Q_c$  = Carga de condensado en kg/h

$k$  = Pérdidas de calor de tuberías aisladas en kg/h/m<sup>2</sup>  $L$  = Longitud de la tubería principal en metros

$S$  = Superficie exterior de la tubería en m<sup>2</sup>lm

$r$  = Calor latente en kJ/kg

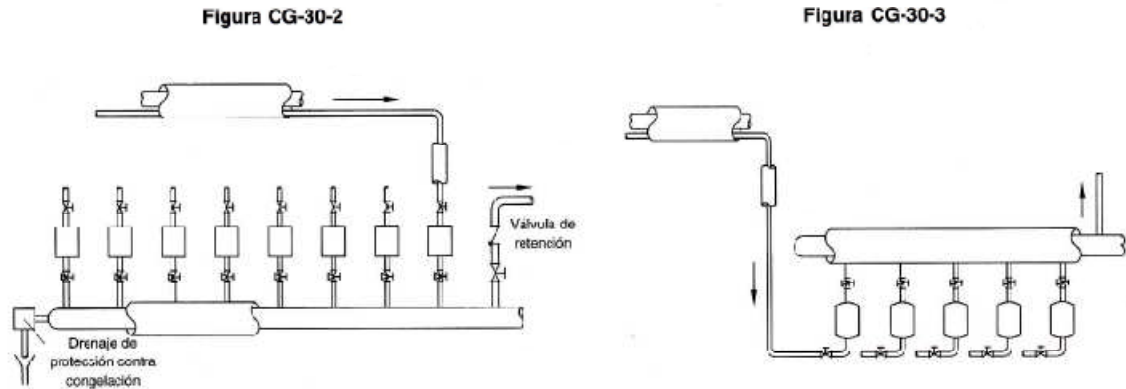
<b>Tabla CG-30-1. Gráfico de recomendaciones</b> (Consulte la página CG-9 para ver referencias de "código de características".)		
<b>Equipo que se está purgando</b>	<b>Elección preferente y código de características</b>	<b>Elección alternativa</b>
Líneas de traceado	*IB A, B, C, L, J, N, I, K	Termostático o CD

*Tabla 1.15. Recomendaciones Tracer<sup>44</sup>*

<sup>44</sup>Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-43



#### Instalación de traceado típica



*Figura 2.18. Instalación básica de Traceado <sup>45</sup>*

- **Equipos con camisa**

Los equipos con camisa de vapor son esencialmente cocinas o concentradores. Se encuentra en todas partes de mundo y en casi cada tipo de aplicación: industria cárnica, elaboración de papel y azúcar, transformación, procesamiento de frutas y vegetales y preparación de alimentos, por mencionar unos pocos.

Básicamente existen dos tipos de equipos con camisa de vapor: drenaje fijado por gravedad y drenaje basculante por sifón. Cada tipo requiere un método especializado para purgar el vapor, aunque los principales problemas asociados son comunes a los dos.

<sup>45</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-30

El problema más significativo encontrado es el aire atrapado en la camisa de vapor, que afecta adversamente a la temperatura. Los equipos con camisa realizan normalmente operaciones por lotes y mantener una temperatura uniforme o "cocción" es fundamental. Con una cantidad excesiva de aire, se producen amplias variaciones en la temperatura y puede tener como resultado que se queme el producto y/o se ralentice la producción. Para ser más específico, bajo ciertas condiciones de cantidades tan pequeñas como 1/2 de 1% por volumen de aire en el vapor puede formar una película aislante en la superficie de transferencia de calor y reducir la eficacia hasta el 50%.

Una segunda preocupación básica en el uso de equipos con camisa de vapor es la necesidad de una eliminación completa y regular del condensado. La acumulación de condensado en la camisa induce a un control de temperatura poco fiable, reduce la salida del equipo y produce golpes de ariete.

- **Selección de trampa de vapor para equipos con camisa**

La capacidad de la trampa de vapor requerida para equipos puede determinarse usando la siguiente fórmula:

$$Q_c = \frac{k \times A \times \Delta t}{r} \quad \text{Ecuación 1.8}$$

Donde:

$Q_c$  = Cargas de condensado en kg/h

$k$  = Tasa de transferencia de calor en  $\text{kJ/h.m}^2.\text{°C}$

$A$  = Área en  $\text{m}^2$

$\Delta t$  = Aumento de temperatura del líquido en  $\text{°C}$

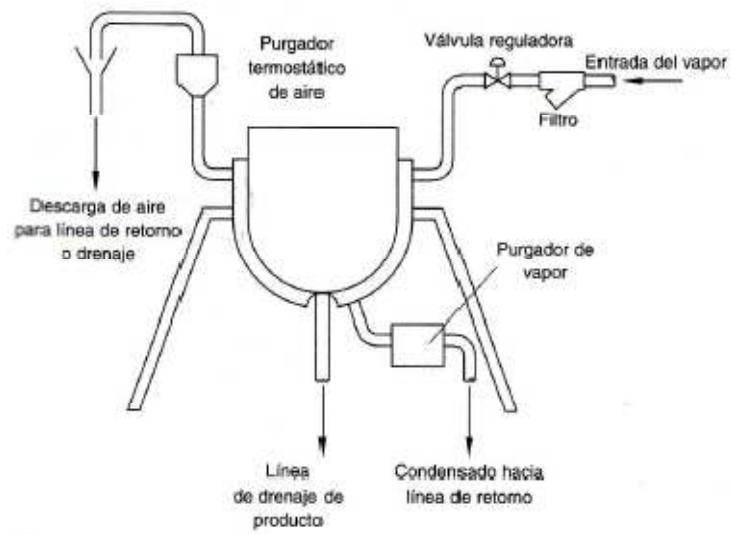
$r$  = Calor latente del vapor en  $\text{kJ/kg}$

<b>Tabla CG-42-1. Gráfico de recomendaciones</b> (Consulte la página CG-9 para ver referencias de "código de características".)		
<b>Equipo que se está purgando</b>	<b>Elección preferente y código de características</b>	<b>Elección alternativa</b>
Equipos con camisa Drenaje por gravedad	IBLV B, C, E, H, K, N	F&T o termostático
Equipos con camisa Drenaje por sifón	DC B, C, E, G, H, K, N, P	IBLV

*Tabla 1.16. Recomendaciones camisa<sup>46</sup>*

---

<sup>46</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-42



*Figura 2.19. Instalación básica de camisa<sup>47</sup>*

<sup>47</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-43

### **2.2.10 Parámetros para Cálculo de Tubería para Vapor para la instalación de la bomba de condensado**

El sistema de distribución de vapor constituye el objetivo de la generación de vapor desde la caldera y vendría a ser medio de enlace entre esta y los diferentes puntos de consumo, para el caso de procesos industriales en los que se esté usando este vapor. Un incorrecto dimensionamiento y montaje de las tuberías de vapor hace que este no llegue a la presión y temperatura deseadas, además puede provocar golpes de ariete y erosiones en las tuberías. En los procesos industriales se usa vapor saturado y las tablas de este tipo de vapor nos indican que cada presión corresponde una determinada temperatura. El aire y la humedad son dos elementos indeseables en el vapor por las siguientes causas:

- a) El aire contenido en el vapor hace que disminuya su temperatura y,
- b) La humedad hace disminuir su valor o poder calorífico.

- **Parámetros necesarios para diseñar tuberías de vapor**

Los parámetros necesarios para dimensionar tuberías de vapor son:

- Caudal másico (lb/h o kg/h): el cual será lo que produce la caldera al generar vapor o también vendría a ser los caudales máximos que consumirán los

equipos conectados a la tubería, más los caudales de condensación por pérdidas térmicas. Tabla 8 y 9. (Anexo 4).

- La presión del vapor ( $\text{kg/cm}^2$  o Psi): Para el cálculo tomamos la presión al comienzo del tramo a calcular, teniendo la precaución de no tomar tramos mayores de los 100 metros.
- Caída de presión máxima admisible ( $\text{kg/cm}^2$  o Psi): Este viene dada por la diferencia entre la presión disponible al comienzo del tramo y la presión necesaria al final del mismo.
- Longitud total de la tubería (m o ft): Esta longitud significa que considera la longitud de la tubería horizontal más la longitud debida a válvulas, codos, conexiones, etc.
- Las observaciones más importantes para el cálculo de tubería de vapor son:
- Mientras más baja sea la presión del vapor, mayor tamaño de tubería se requerirá debido al incremento que sufre el volumen específico.
- A mayor caudal, es decir mayor velocidad, se incrementa la caída de presión para un determinado tamaño de tubería.
- Debido a las altas velocidades que acompañan a toda caída de presión, el vapor erosionará más fácilmente las tuberías especialmente en los codos y en los cambios de dirección.
- El vapor que fluye en una tubería a altas velocidades puede producir ruidos fuertes.

- **Velocidad del vapor**

Una velocidad razonable para el vapor de uso industrial estaría comprendida entre 30 y 60 m/s.

Diámetro de la tubería		Presión del vapor en bar(g)			
Pulgadas	mm	1	12	25	100
½"	15	17	33	37	50
2"	50	19	38	44	50
4"	100	21	41	47	50
6"	150	22	44	50	50

*Tabla 1.17. Velocidad del vapor en m/s<sup>48</sup>*

También se puede utilizar *la tabla 1.17* para determinar la presión necesaria para el transporte de una cantidad conocida de vapor.

Para determinar rápidamente la velocidad del vapor, se puede aplicar la siguiente fórmula:

$$V = \frac{2.4 \times Q \times V_s}{A} \quad \text{Ecuación 1.9}$$

Dónde:

V: velocidad en ft/min

Q: carga de flujo de vapor en ft<sup>3</sup>/h

Vs: volumen específico del vapor ft<sup>3</sup>/lb

A: área interno de tubería en plg<sup>2</sup>

---

<sup>48</sup>Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-57

### 2.2.11 Procedimiento para diseño de tuberías para vapor

Un procedimiento para calcular los diámetros de tubería en sistemas típicos de distribución de vapor en plantas industriales, que proporcione resultados confiables y económicos considera todos los aspectos prácticos que intervienen en el flujo del vapor en tuberías con uso principal de calentamiento en plantas industriales. El diseño tendrá que utilizar cierto criterio para hacer una selección que cubra los requerimientos de la instalación y al mismo tiempo sea económica.

#### Bases del cálculo

- Encontrar el factor de corrección correspondiente a una presión nominal específica.
- Dividir la caída de presión permisible por este factor (3).
- Este método utiliza nomogramas para solucionar las ecuaciones, entonces entrar en el grafico con una caída de presión dada y hacer coincidir con la línea de flujo de condensado y cruzar con la línea de diámetro de tubería por hallar.
- Los rangos de velocidades recomendadas para vapor en tuberías serán (en pies por minuto y km/h):

Para vapor saturado de 0 – 50 psig	4,000 a 6,000 ppm	105 km/h
Para vapor saturado de 50 – 600 psig	6,000 a 10,000 ppm	304 km/h
Para vapor sobrecalentado 200 psig y mayor	10,000 a 15,000 ppm	4572 km/h



- La caída de presión (P) debida a la fricción de las tuberías estará limitada de 0.5% - 0.7% de la presión de línea por cada 100 pies de longitud total equivalente, para cabezales y tuberías con pulsaciones. Para tramos cortos con flujos continuos la caída de presión (P) podrá ser del 1.0% al 2.0% de presión de línea.

Uno de los criterios más importantes para el dimensionamiento de una tubería es la velocidad de flujo del vapor dentro del tubo. **Anexo 5**

$$\Delta P = \text{Presion permisible} \times \text{Factor de correccion [PSI]} \quad \text{Ecuación 1.10}$$

#### **2.2.12 Parámetros para Cálculo de Tubería para Retorno de Condensado**

El principal problema de dimensionamiento de este tipo de tuberías reside en el efecto de re vaporizado. El condensado antes de ser descargado por las trampas de vapor, es agua caliente a la presión de trabajo de la instalación.

Una vez descargada pasa a ser agua caliente a la presión de la línea de condensado, más cierta cantidad de re vaporizado.

Esto impide calcular la dimensión de estas tuberías como si se tratara simplemente de tuberías de agua. Por este motivo se procede a describir un procedimiento basado en los tres periodos de funcionamiento de una planta de vapor, a saber:

- a) Puesta en marcha: En esta operación el aire y el condensado frío son descargados a través de trampas de vapor.
- b) Precalentamiento: La trampa de vapor descarga gran cantidad de condensado frío debido a que la instalación no llega a la temperatura de régimen. Durante este periodo, tenemos una excepcional cantidad de condensado (2 o 3 veces el régimen), y una gran caída de presión en el aparato. Por tanto, tendremos una cantidad muy pequeña de re vaporizado.
- c) Régimen: Una vez que la instalación ha llegado a una temperatura deseada, el caudal de condensado se reduce al normal régimen, pero como el condensado tiene ahora una temperatura próxima a la del vapor, tendremos re vaporizado. Si diseñamos la tubería de retorno, como si se tratara de una tubería de agua, con el caudal correspondiente a las condiciones de precalentamiento, será capaz de trasportar el condensado y re vaporizado de régimen.

- **Velocidades de retorno de condensado**

Cuando se descarga condensado caliente en una línea de retorno, cierta parte se reevaporiza convirtiéndose lógicamente en vapor, por lo regular el volumen de vapor es mucho mayor que el volumen del agua, y para evitar presiones excesivas y deterioro en las tuberías de retorno, las dimensiones de esta deben ser hechas de tal forma que el volumen de la mezcla (condensado + re vaporizado) circule a una velocidad razonable (25.4 m/s), o 6000 ft / min se considera adecuada.

$$\mathbf{FVF = Carga\ total\ condensado\ x\ \%vapor\ flash} \qquad \text{Ecuación 1.11}$$

Donde:

FVF: Flujo de vapor Flash [lb/h]

Para efectos de cálculos de tubería de retorno de condensado podemos hacer uso de:

$$\mathbf{Máxima\ caída\ de\ presión= EV\ x\ 0.433\ (psi)} \qquad \text{Ecuación 1.12}$$

Donde:

Máxima caída de presión [PSI]

EV: altura en ft

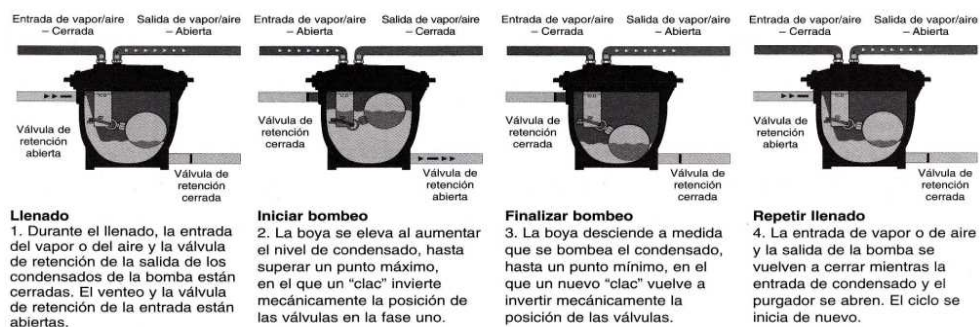
### 2.2.13 BOMBAS PARA CONDENSADOS

*Gestión eficaz de condensado = Ahorro de energía*

La parte más básica de la gestión de la energía es la utilización de todos los kJ útiles del sistema de vapor. Dependiendo de la presión, el condensado que sale de una trampa de vapor contiene aproximadamente el 20% de la energía de calor transferida a la caldera en forma de calor sensible. La recuperación eficaz del condensado reduce cuatro costos tangibles de producir vapor:

- Costes de fuel/energía y emisiones de CO<sub>2</sub> asociadas con la producción de vapor
- Recuperación del agua de la caldera y tratamiento de aguas residuales
- Tratamiento químico del agua de la caldera
- Velocidad de vaciado y llenado

La devolución de condensado ahorra dinero, energía y protege al medio ambiente.



*Figura 2.28 Funcionamiento de la bomba de condensado<sup>49</sup>*

<sup>49</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág. CRE-185

- **Dimensionamiento y selección**

La bomba no eléctrica de Armstrong se dimensiona según la carga de condensado real (kg/h) que se haya bombeado. Para dimensionar la bomba, se utilizan los siguientes pasos.

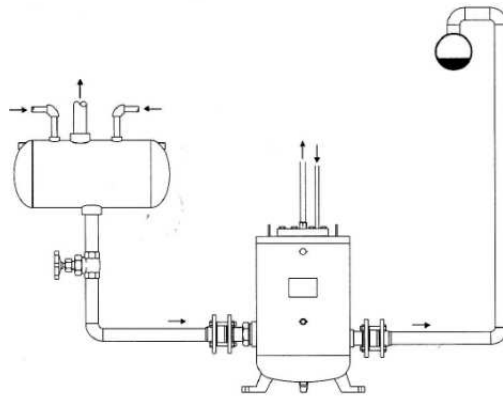
1. Determinar la carga total de condensado que se vaya a bombear en kg/h
2. Determinar la contrapresión total a la que funcionará la bomba. La contrapresión total es la suma de lo siguiente:
  - Elevación vertical expresada en barg (elevación de 10 m = 1 barg.)
  - Presión existente en la línea de retorno de condensado o en el tanque D.A.
  - Pérdida friccional del tubo, las válvulas y los accesorios.
3. Determinar el tipo de gas motor que va a utilizar (vapor, aire u otro gas inerte) y la presión disponible.

- **Sistemas Abiertos**

Se recomienda una trampa de vapor en la purga o salida de cada intercambiador de calor. Las trampas de vapor se descargan en un colector ventado en la que el vapor flash se ventea a la atmosfera.

La bomba se coloca bajo el colector ventado, permitiendo la altura de carga de llenado correcta.

El pozo de purga de la línea de vapor (0 aire), motriz de la bomba, se puede descargar en el colector, la línea de retorno de condensado o en el drenaje.



*Figura 2.29 Sistema Abierto de Bomba de condensado<sup>50</sup>*

- **Sistemas Cerrados**

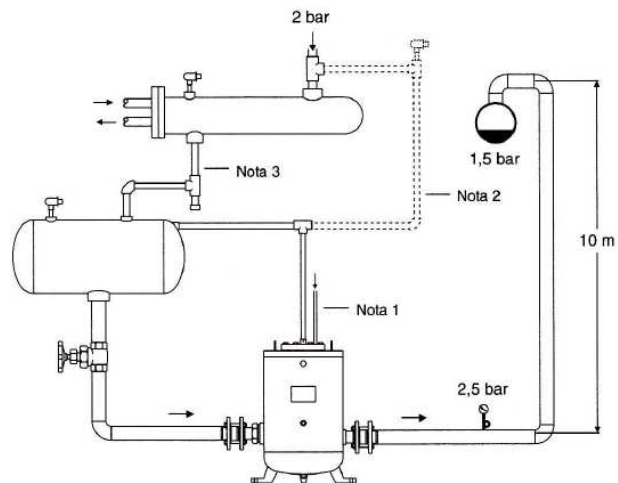
Existen aplicaciones en las que es deseable conectar el venteo de la bomba, hacia atrás, con el intercambiador de calor, igualando la presión en el intercambiador y en la bomba, o bien conectar el colector y el venteo de la bomba de condensado. Los kJ útiles permanecen dentro del sistema debido a que no existe pérdida de vapor flash hacia la atmosfera a través del venteador. Las aplicaciones del sistema cerrado se pueden también utilizar para drenar líquido del equipo bajo un vacío. Se utiliza vapor como fluido motor, se deberá descargar el pozo de purga en la línea de retorno de condensado o en el drenaje.

El venteo de la bomba puede conectarse a la entrada del intercambiador si la caída de presión es menor de 0,03 bar y hay un mínimo de 600 mm de altura manométrica. Se puede instalar una válvula rompedor de vacío para protección del intercambiador si el venteo de la bomba está conectado al intercambiador. Si el equipo trabaja a vacío, la

---

<sup>50</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CRE-188

válvula rompedora de vacío se abrirá para igualar el sistema y permitir el drenaje por gravedad hacia la bomba.



Drenaje del serpentín de vapor o del intercambiador de vapor cuando la presión es menor que la presión de la línea de retorno. Tenga en cuenta que no se necesita un purgador de vapor en esta aplicación, ya que la presión diferencial siempre es negativa. Para obtener más detalles, consulte los manuales de instalación y funcionamiento.

**Figura 2.30 Sistema Cerrado de Bomba de condensado<sup>51</sup>**

<sup>51</sup>Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CRE-188

- Partes en sección de una Bomba de Condensado

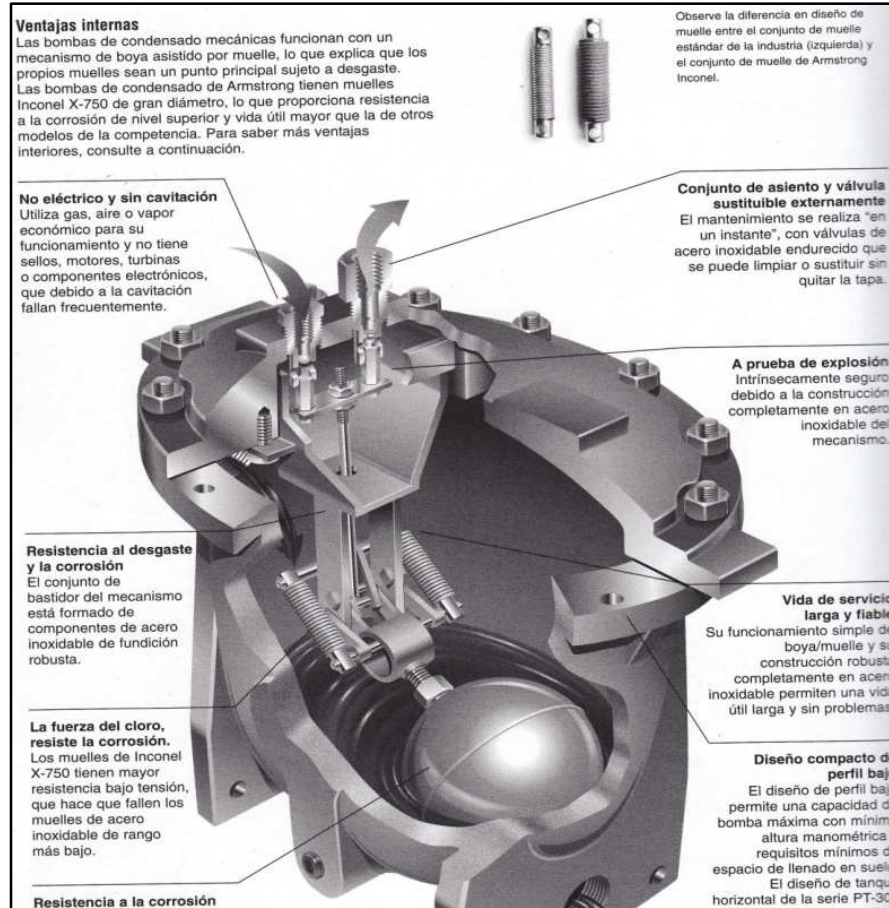


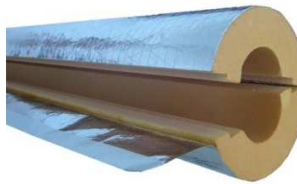
Figura 2.31 Partes de una Bomba de Condensado<sup>52</sup>

<sup>52</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CRE-184



### 2.3 Aislamiento Térmico

Un aislante térmico es un material usado en la construcción y la industria y caracterizado por su alta resistencia térmica. Establece una barrera al paso del calor entre dos medios que naturalmente tenderían a igualarse en temperatura, impidiendo que entre o salga calor del sistema que nos interesa. La radiación es una de las formas de transferencia de calor que se debe considerar en todo sistema de vapor, especialmente en aquellas áreas carentes de aislamiento térmico que impida la rápida pérdida de energía calorífica de vapor, produciéndose mayores cantidades de condensado antes de haber sido utilizado en su propósito real.



*Figura 2.38 Cañuela*<sup>53</sup>

- **Cuantificación de sus propiedades**

La cuantificación de las propiedades de un aislante es compleja, ya que cada material reacciona de manera diferente ante las diferentes transmisiones del calor: radiación,

---

<sup>53</sup><http://www.empresario.com.co/tecnoaislar/productos.html>

convección, conducción, calor latente/calor sensible... y también según la temperatura a la que se encuentre.

Para comparar materiales y realizar cálculos se utiliza habitualmente el coeficiente de conductividad térmica, que mide únicamente la conducción. Para que la comparación del coeficiente de dos materiales sea correcta, este debe ser medido a la misma temperatura en ambos.

- **Lana mineral (lana de roca), según norma EN 13162**



*Figura 2.39 Cañuela lana mineral<sup>54</sup>*

La lana de roca es un material aislante térmico, incombustible e imputrescible. Este material se diferencia de otros aislantes en que es un material resistente al fuego, con un punto de fusión superior a los 1.200 °C. Las principales aplicaciones son el aislamiento de cubierta, tanto inclinada como plana (cubierta europea convencional, con lámina impermeabilizante auto protegida), fachadas ventiladas, fachadas monocapa, fachadas por el interior, particiones interiores, suelos acústicos y

---

<sup>54</sup><http://www.empresario.com.co/tecnoaislar/productos.html>

aislamiento de tuberías para vapor. Densidad: 30-160 kg/m<sup>3</sup>. Según EN 13162, en fibra de 20 a 150, en piedra de 25 a 220. Coeficiente de conductividad térmica: 0,034 a 0,041 W/(m·K) y c (calor específico) aproximadamente 840 J/(kg·K).

Usos: para equipos de calentamiento, tuberías y tanques cilíndricos que operan en temperaturas entre 330 a 600°C.

Presentaciones:

- afelpados
- mantas
- cañuelas
- **Lana de vidrio**



*Figura 2.40 Cañuela lana de vidrio<sup>55</sup>*

---

<sup>55</sup><http://www.empresario.com.co/tecnoaislar/productos.html>

La lana de vidrio se fabrica a partir de arenas, silicatos y boratos, como en el caso anterior se vende en forma de manta, de paneles aglomerados y coquillas de aislamiento de tuberías. Coeficiente de conductividad térmica lana vidrio: 0,032 W/(m·°K) a 0,044 W/(m·°K)

Usos: para tuberías de vapor y equipos que operan en temperaturas hasta 538°C.

Presentaciones:

- afelpados
- mantas
- cañuelas

$\phi_{\text{tubería}}$	Presión (psig)	TUBERÍA DESNUDA		TUBERÍA AISLADA				Porcentaje de reducción
		Pérdida calórica (BTU/hr-mt)	Pérdida monetaria (\$/año-mt)	Espesor recomendado	Pérdida calórica (BTU/hr-mt)	$T_{\text{superficial}}$ (°C)	Pérdida monetaria (\$/año-mt)	
1/2"	100	442,35	37,20	1-1/2"	79,68	26	6,70	82,0
3/4"	100	624,56	52,52	1-1/2"	95,76	28	8,05	84,7
1"	100	800,79	67,34	1-1/2"	110,65	29	9,30	86,2
1-1/4"	100	972,88	81,81	1-1/2"	124,84	31	10,50	87,2
2"	100	1472,88	123,85	1-1/2"	165,25	34	13,90	88,8

*Tabla 1.18. Pérdida calórica en tuberías desnudas y aisladas<sup>56</sup>*

**Nota:** para diámetros mayores a 2" y hasta 6", las pérdidas comprenden entre 1570,10 BTU/h-m y 1623,16 BTU/h-m, con tubería desnuda, y para los mismos diámetros obtenemos pérdidas entre 198,16 BTU/h-m y 203,44 BTU/h-m, con tubería aislada, y un porcentaje del 93,56% de reducción y eficiencia térmica.

<sup>56</sup>Cementos Chimborazo, Departamento técnico 2010

## **CAPITULO II**

### **REDISEÑO DEL RETORNO DE CONDENSADO**

El principal motivo del estudio es lograr la mayor eficiencia de operación y los mayores ahorros posibles de vapor y recuperación de condensado en todo el sistema de vapor de la línea de producción UHT. Para conseguirlo es necesario, entre otras cosas, que un simple elemento conocido como trampa para vapor se encuentre operando en forma óptima, esté correctamente ubicada y adecuadamente seleccionada. Para lograr que el análisis del estudio sea dinámico, se lo ha dividido en varias secciones, así tenemos:

- Rediseño de trampas para vapor, recomendaciones de instalaciones optimas.
- Diseño de tuberías para vapor y retorno de condensado.
- Registro de trampas para vapor de toda la planta.
- Dimensionamiento de bomba mecánica para retorno de condensado.
- Calculo de cargas de condensado y perdidas de vapor vivo.
- Diagramas y planos de instalación.

#### **2.1 Obtención de datos de operación en equipos de generación de vapor**

El presente estudio está basado en datos y especificaciones obtenidos por la empresa Ecuajugos y otros datos obtenidos durante el levantamiento físico en planta. Las recomendaciones están dadas bajo el respaldo de Armstrong, usando como una herramienta de trabajo ya que desde el año 2010, Nestlé a nivel mundial tiene un acuerdo de comercio en cuanto a los productos industriales.

- **Calderas**

Ecuajugos tiene dos calderas horizontales, se puede decir que la eficiencia de una caldera está dada en relación al suministro de calor dado por el combustible y además se tiene que considerar el diseño, quemador (eficiencia) y la eficiencia térmica (radicación y factores externos). Se entiende por caballo de caldera a la producción de 15.65 kg/h (34.4 lb/h) de vapor saturado a 100 °C ó (212 °F), utilizando agua de alimentación a la misma temperatura.

Es decir cada caballo da un caudal de 34.4 libras de promedio, tomando en cuenta el estado de la caldera y los aspectos externos que puedan afectar a esta como la altura (a nivel del mar) entre otros.

Los 2 calderos marca Cleaver Brooks de 200 BHP que produce aproximadamente 6000 lb/h o (2700 kg/h) de vapor a 160 Psi o (11 bar) y 800 BHP que produce aproximadamente 24000 lb/h ó (10800 kg/h) de vapor a 200 Psi o (14 bar), estos tienen un intercambiador tubo y coraza para el calentamiento del bunker antes de su consumo en las calderas.

- **Combustible**

Los combustibles a utilizar para la generación de vapor son los siguientes:

1. Bunker
2. Diesel (caso emergencia)



*Figura 2.35 Calderas Cleaver Brooks en cuarto de máquinas<sup>1</sup>*

## **2.2 Registro de datos de operación de trampas de vapor de acuerdo al levantamiento**

De acuerdo al registro de las trampas de vapor realizadas en todas las áreas, damos a conocer las condiciones de operación de cada una de ellas por cada área de producción.

### **2.2.1 Cuarto de máquinas**

En esta área es donde se genera el vapor a presiones máximas de 165 psi, todas las trampas han sido registradas dando un número de identificación, en el cuarto de máquinas existen 15 trampas de vapor las cuales damos a conocer su forma de trabajo (Anexo 12).

Dentro de este grupo de trampas de vapor existen Flotador y Termostato, Balde Invertido, Termodinámicas, desde ½” hasta 1”. Las presiones de trabajo operan desde 12 a 165 psi.

---

<sup>1</sup>Planta Industrial Ecuajugos, Cayambe, Cuarto de maquinas

Aquí se ha encontrado trampas mal seleccionadas y selección adecuada, abiertas, y fuera de servicio. Se recomienda realizar cambios y rediseño de trampas de vapor para algunos de los equipos con problemas en el sistema de trampeo. (Anexo 12).

### **2.2.2 Líneas de UHT pasillo de servicios generales (Unidades de alta temperatura)**



*Figura 2.36 Pasillo de servicios – líneas UHT<sup>2</sup>*

En esta área es donde se alimenta al área de UHT a presiones de 45 psi en medidas de conexión de ½”, aquí se encontraron trampas termodinámicas y termostática angular, las cuales algunas de ellas está operando en condiciones abiertas, de la misma manera hay que rediseñar la trampa de vapor. (Anexo 12).

---

<sup>2</sup>Planta Industrial Ecuajugos, Cayambe, Cuarto de maquinas



### 2.2.3 Terraza de sopladores



*Figura 2.37 Terraza sopladores<sup>3</sup>*

En esta área se encuentran las bombas que alimentan el bunker hacia las calderas, la presión de trabajo es de 25 psi, medidas de conexión de las trampas de vapor son de ½” tipo balde invertido, como termostática angular. Una de ellas se encuentra en estado abierta (Anexo 12).

### 2.2.4 Terraza UHT



*Figura 2.38 Terraza UHT<sup>4</sup>*

---

<sup>3</sup>Planta Industrial Ecuajugos, Cayambe, Cuarto de maquinas

Aquí es donde tiene la mayor cantidad de trampas de vapor, en esta área se realiza la cocción del producto, proceso de azucarado, pasteurización, llenado (tetra pack), en si el producto terminado para consumo masivo, existen varios equipos de proceso que consumen vapor lo cual de la misma manera retornan condensado de alta calidad, las presiones de trabajo van desde los 30 psi hasta los 165 psi, aquí se encontraron trampas en condiciones de operación abiertas, sub dimensionadas, termodinámicas en la intemperie, y otras que requieren mantenimiento.(Anexo 12).

### **2.2.5 Líneas de Recepción de leche OMEGA**



*Figura 2.39 Líneas de Recepción de leche<sup>5</sup>*

En esta área se procede al despacho de la leche para consumo masivo, depositado a los taqueros al lado frontal de la planta industrial. Aquí se encontraron trampas de tipo balde invertido, termodinámicas, termostáticas, y de placa orificio, de la misma

---

<sup>4</sup>Planta Industrial Ecuajugos, Cayambe, Cuarto de maquinas

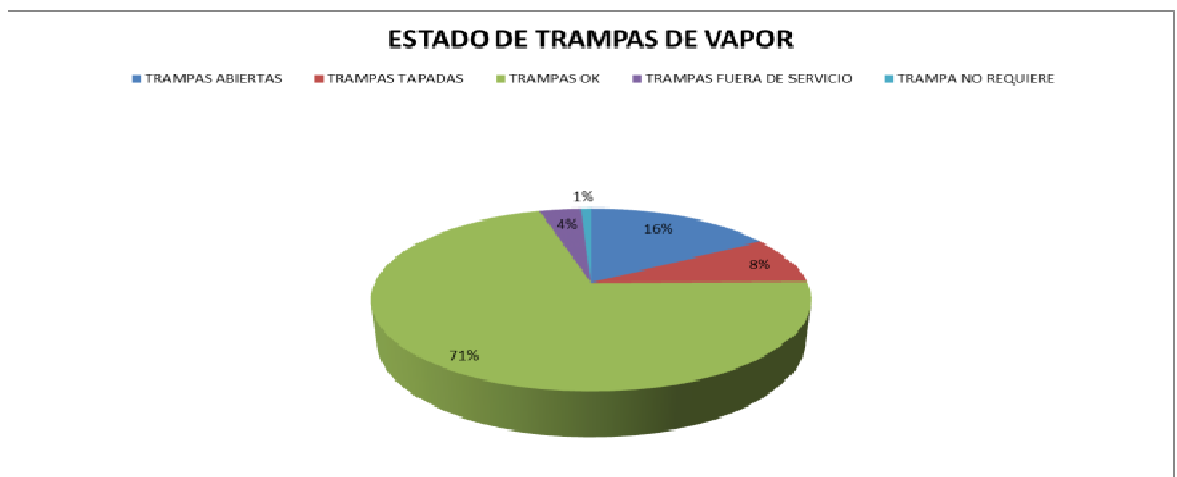
<sup>5</sup>Planta Industrial Ecuajugos, Cayambe, Cuarto de maquinas

manera mal seleccionada y en condiciones de operación abierta, termodinámica a la intemperie, en medidas de conexión de ½” a ¾”, en presiones de trabajo desde 14 a 110 psi. Aquí se ha encontrado trampas de vapor en máquinas donde no hay consumo de vapor. (Anexo 12).

En resumen se muestra un cuadro del total de trampas de vapor existentes en toda la planta y un gráfico en porcentajes que nos indican las condiciones de cada una de ellas.

RESUMEN CHEQUEO DE TRAMPAS		
ESTADO DE TRAMPAS DE VAPOR		No. TRAMPAS
TRAMPAS ABIERTAS		18
TRAMPAS TAPADAS		9
TRAMPAS OK		77
TRAMPAS FUERA DE SERVICIO		4
TRAMPA NO REQUIERE		1
TOTAL TRAMPAS CHEQUEADAS		109

*Tabla2.1 Registro de trampas para vapor según su funcionamiento*



*Figura 2.40 Resumen de registro de trampas según su funcionamiento*

### 2.3 Rediseño de trampas críticas (abiertas, tapadas e intemperie)

#### 1. Trampa: TV002 <sup>6</sup>

Ubicación: Intercambiador de calor del caldero 1 (BI / ND)

P diferencial: 30 psi

Toma de conexión: ½"

Resultado: Software Armstrong: BI 881 #38 x 250 psi

#### 2. Trampa: TV004

Ubicación: Después del intercambiador de calor del caldero 3 (TD ARM)

P diferencial: 12 psi

Toma de conexión: ½"

Resultado: Software Armstrong: BI 811 #38 x 250 psi

#### 3. Trampa: TV011

Ubicación: Distribuidor principal de vapor (BI 800 ARM)

P diferencial: 165 psi

Toma de conexión: 1"

Resultado: Software Armstrong: BI 813 7/32" x 180 psi

#### 4. Trampa: TV016

Ubicación: Línea 3B Servicios Generales (TD 52 Sar)

P diferencial: 30 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: BI 812 5/32" x 125 psi

---

<sup>6</sup> TV= trampa para vapor BI= Balde Invertido TD= Termodinámica Sar= Sarco Arm= Armstrong  
PRV= válvula reguladora de presión

**5. Trampa: TV019**

Ubicación: Línea Bunker antes de PRV (No existe)  
P diferencial: 25 psi  
Toma de conexión: 1/2"  
Resultado: Software Armstrong: BI 800 1/8" x 80 psi

**6. Trampa: TV021**

Ubicación: Distribuidor Terraza UHT (TD 24L SAR-  
INTEMPERIE)  
P diferencial: 165 psi  
Toma de conexión: 1/2"  
Resultado: Software Armstrong: BI 811 #38 x 250 psi

**PATA DE GOTEO ANTES DE PRV**

**7. Trampa: TV022**

Ubicación: Distribuidor Terraza UHT (TD 33S ARM-  
INTEMPERIE)  
P diferencial: 90 psi  
Toma de conexión: 3/4"  
Resultado: Software Armstrong: BI 813 1/4" x 125 psi

**8. Trampa: TV025**

Ubicación: FIN DE LINEA 8B PARA DE GOTEO (TD 33S ARM  
-INTEMPERIE)  
P diferencial: 90 psi  
Toma de conexión: 1/2"  
Resultado: Software Armstrong: BI 811 1/8" x 125 psi

**9. Trampa: TV026**  
Ubicación: TETRA THERM ASEPTIC (TD 33S ARM)  
P diferencial: 90 psi  
Toma de conexión: 1/2”  
Resultado: Software Armstrong: BI 811 1/8” x 125 psi

**PATA DE GOTEIO ANTES DE PRV**

**10. Trampa: TV035**  
Ubicación: FILTRO ANDERSON (F&T 14 SAR)  
P diferencial: 125 psi  
Toma de conexión: 3/4”  
Resultado: Software Armstrong: F&T A3 1/8 x 150 psi

**11. Trampa: TV036**  
Ubicación: TANQUE COCCION AVENA (TD - SAR)  
P diferencial: 125 psi  
Toma de conexión: 1/2”  
Resultado: Software Armstrong: BI 800 #38 x 150 psi

**12. Trampa: TV040**  
Ubicación: TANQUE ASEPTICO (TD - SAR)  
P diferencial: 30 psi  
Toma de conexión: 1/2”  
Resultado: Software Armstrong: BI 811 5/8” x 70 psi

**13. Trampa: TV044**

Ubicación: TANQUE ASEPTICO (PLACA ORIFICIO)

P diferencial: 30 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: BI 811 5/32" x 70 psi

**14. Trampa: TV051**

Ubicación: LLENADORA TETRA PACK 5 (TERMOSTATICA ANGULAR)

P diferencial: 30 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: TTF 1 3/16" x 300 psi

**15. Trampa: TV052**

Ubicación: LLENADORA TETRA PACK 4 (TERMOSTATICA ANGULAR)

P diferencial: 30 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: TTF 1 3/16" x 300 psi

**16. Trampa: TV053**

Ubicación: LLENADORA TETRA PACK 4 (TERMOSTATICA ANGULAR)

P diferencial: 30 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: TTF 1 3/16" x 300 psi

**17. Trampa: TV056**

Ubicación: LLENADORA TETRA PACK 7 (TERMOSTATICA VERTICAL)

P diferencial: 30 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: TS 2 5/16" x 50 psi

**18. Trampa: TV057**

Ubicación: LLENADORA TETRA PACK 7 (TERMOSTATICA VERTICAL)

P diferencial: 30 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: TS 2 5/16" x 50 psi

**19. Trampa: TV060**

Ubicación: LLENADORA TETRA PACK 7 (TERMOSTATICA ANGULAR)

P diferencial: 30 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: TTF 1 3/16" x 300 psi

**20. Trampa: TV061**

Ubicación: LLENADORA TETRA PACK 1 (TERMOSTATICA VERTICAL)

P diferencial: 30 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: TS 2 5/16" x 50 psi



**21. Trampa: TV062**

Ubicación: LLENADORA TETRA PACK 2 (TERMOSTATICA VERTICAL)

P diferencial: 30 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: TS 2 5/16" x 50 psi

**22. Trampa: TV064**

Ubicación: UHT PATA DE GOTEÓ (TD - SAR)

P diferencial: 90 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: BI 800 #38 x 150 psi

**23. Trampa: TV065**

Ubicación: TANQUE DE AVENA (TD - ARM - INTEMPERIE)

P diferencial: 80 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: BI 811 1/8" x 125 psi

**PATA DE GOTEÓ ANTES DE PRV**

**24. Trampa: TV067**

Ubicación: DISTRIBUIDOR PASTEURIZADORA (TD - ARM - INTEMPERIE)

P diferencial: 50 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: BI 813 5/16" x 60 psi

**25. Trampa: TV077**

Ubicación: CUARTO CIP PATA GOTEÓ (TD - SAR)

P diferencial: 50 psi

Toma de conexión: 3/4"

Resultado: Software Armstrong: BI 800 #38 x 150 psi

**26. Trampa: TV081**

Ubicación: PATA GOTEÓ MANEJADORA DE AIRE CONIDUR  
(TD – SAR - INTEMPERIE)

P diferencial: 50 psi

Toma de conexión: 3/4"

Resultado: Software Armstrong: F&T A3 11/64" x 75 psi

**27. Trampa: TV082**

Ubicación: PATA GOTEÓ MANEJADORA DE AIRE EGRON  
(TD - SAR)

P diferencial: 50 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: F&T A3 11/64" x 75 psi

**28. Trampa: TV087**

Ubicación: SALIDA DE FILTRO ANDERSON LECITINA (F&T  
– ARM A2)

P diferencial: 95 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: F&T A3 1/8" x 125 psi

<b>29. Trampa:</b>	<b>TV089</b>
Ubicación:	LINEA PRINCIPAL RECEPCION DE LECHE (TERMOSTATICA ANGULAR – SAR)
P diferencial:	95 psi
Toma de conexión:	1/2”
Resultado:	Software Armstrong: BI 800 #38 x 150 psi
<b>30. Trampa:</b>	<b>TV090</b>
Ubicación:	CUARTO BOMBAS TANQUES COMBUSTIBLE (BI 800 – ARM) VERIFICACION MECANISMO
P diferencial:	30 psi
Toma de conexión:	1/2”
Resultado:	Software Armstrong: cambio mecanismo #38 serie 800
<b>31. Trampa:</b>	<b>TV094</b>
Ubicación:	TANQUE 2 BUNKER PATA DE GOTEIO DE LA SALIDA SERPENTIN (TERMOSTATICA ANGULAR SAR)
P diferencial:	22 psi
Toma de conexión:	1/2”
Resultado:	Software Armstrong: BI 800 #38 x 150 psi
<b>32. Trampa:</b>	<b>TV101</b>
Ubicación:	DESCARGA RECEPCION DE COMBUSTIBLE (TD 33S – ARM – INTEMPERIE)
P diferencial:	70 psi
Toma de conexión:	1/2”
Resultado:	Software Armstrong: BI 800 #38 x 150 psi

**33. Trampa: TV102**

Ubicación: LINEA BAJO LA CALLE (TERMOSTATICA ANGULAR - SAR)

P diferencial: 22 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: F&T A3 11/64" x 75 psi

**34. Trampa: TV107**

Ubicación: ENTRADA PASILLO PRINCIPAL (TD – ARM - INTEMPERIE)

P diferencial: 75 psi

Toma de conexión: 1/2"

Resultado: Software Armstrong: BI 800 “38 x 150 psi

**NOMENCLATURA:**

**TV: TRAMPA PARA VAPOR**

**BI: BALDE INVERTIDO**

**PRV: VALVULA REGULADORA DE PRESION**

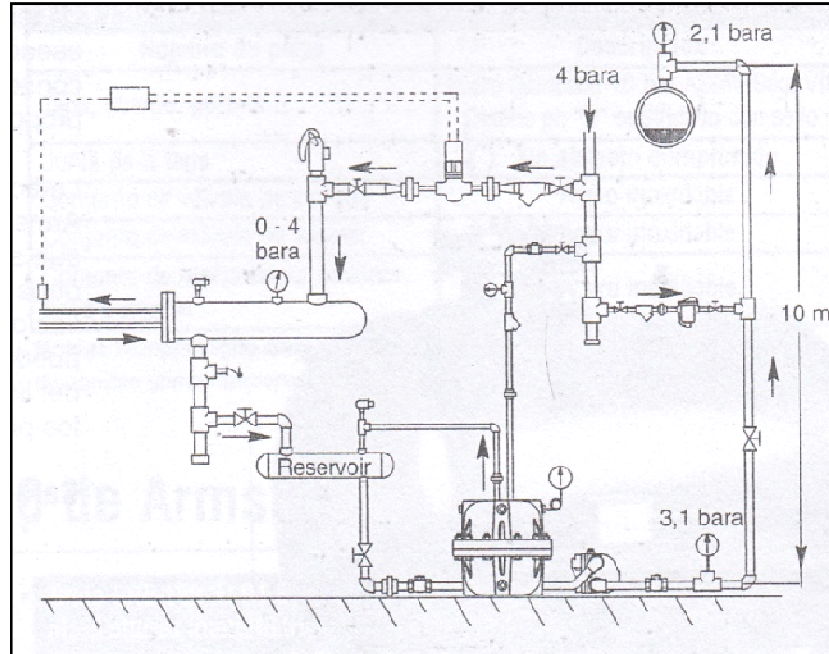
**TD: TERMODINAMICA**

**SAR: SARCO**

**ARM: ARMSTRONG**

**F&T: FLOTADOR Y TERMOSTATO**

## 2.4 Dimensionamiento de Bomba de Condensado



*Fig.2.41 .Esquema básico de sistema de retorno de condensado<sup>7</sup>*

El condensado que se produce en Ecuajugos, en el área de despacho de leche no se lo recupera. Se debe tener en cuenta que lo más importante en un sistema de vapor es el uso de todo el calor latente disponible en el sistema de vapor.

Dependiendo de la presión, el condensado que sale de una trampa contiene aproximadamente el 20% de la energía calorífica transferida en el caldero de forma de calor sensible.

La recuperación efectiva del condensado reduce dos costos tangibles en la producción de vapor:

---

<sup>7</sup>Planta Industrial Ecuajugos, Cayambe, Cuarto de maquinas

- Costo de combustible asociado con la producción de vapor
- Tratamiento químico del agua que ingresa al caldero

El costo de generación de vapor es dado por el departamento de mantenimiento y es de \$19.20<sup>8</sup> las 1,000 lb/h. de vapor. En esta parte del estudio se procederá a dimensionar y seleccionar la bomba de condensado de acuerdo a las condiciones de la planta.

Desde el punto donde existe la mayor cantidad de condensado (despacho de leche) hasta la terraza UHT donde se encuentra el tanque de recolección de condensado de toda la planta hay una distancia de 210 metros, este datos nos servirá para calcular la contrapresión que deberá vencer la bomba.

Datos:

Longitud tubería horizontal: **210 m (668.8 ft)**

Elevación: **12 m (39.36 ft)**

Carga de condensado: **3900 lb/h (Anexos 10 y 11)**

---

<sup>8</sup> Fuente de información: Área Gerencia Técnica Ecuajugos

<b>Trampas</b>	<b>Presión</b>	<b>Carga de condensado</b>	<b>Modelo Trampa</b>
No. 89	P: 72.5 psi	930 lb/h	BI 881 ARM
No. 95	P: 72.5 psi	930 lb/h	BI 881 ARM
No. 96	P: 72.5 psi	680 lb/h	BI 800 ARM
No. 97	P: 72.5 psi	680 lb/h	BI 800 ARM
No. 98	P: 72.5 psi	<u>680 lb/h</u>	<u>BI 800 ARM</u>
<b>Total</b>		<b>3,900 lb/h</b>	

#### **Cálculo de la contrapresión:**

$$\text{Máxima caída de presión} = EV \times 0.433 \text{ (psi)} \quad \text{Ecuación 1.12}$$

Donde:

EV: altura en pies

$$\text{Máxima caída de presión} = 39.36 \times 0.433$$

$$\text{Máxima caída de presión} = 17.04 \text{ psi}$$

Este valor es el más representativo de todos (por codos, distancias horizontales, reducciones, etc.) por lo que se le aumenta el 10 % a este valor para encontrar la contrapresión:

$$\text{Máxima caída de presión} = 17.04 \text{ psi} + 10\%$$

$$\text{Contrapresión} = 17.04 \text{ psi} + 1.70 \text{ psi}$$

$$\text{Contrapresión} = 18.74 \text{ psi}$$

Si se instala una tubería de 2" para retornar el condensado (Anexo 6), se tiene que la pérdida de presión por 100 ft de tubería es de 0.25 psi, entonces por 668.8 ft se tiene 1.67 psi, entonces la contrapresión total es:

$$\text{Contrapresión total} = 18.74 \text{ psi} + 1.67 \text{ psi}$$

$$\text{Contrapresión total} = 20.41 \text{ psi}$$

La presión motriz del fluido debe ser lo suficientemente grande para mover todo el condensado hasta la ubicación del tanque de almacenamiento de condensado, generalmente se le añaden 10 psi a la contrapresión total, entonces el valor para la selección de la bomba de condensado sería de **30.41 psi**.



- Selección de la Bomba para Condensado

Para seleccionar la bomba adecuada para estas condiciones se debe tomar en cuenta el fluido motriz, los cuales pueden ser aire o vapor. En este caso se utilizara vapor:

Motive Pressure		Total Lift or Back Pressure		PT-404 (12" Fill Head) 1" x 1"				PT-406 (12" Fill Head) 1-1/2" x 1-1/2"				PT-408 (12" Fill Head) 2" x 2"				PT-412 (12" Fill Head) 3" x 2"			
				Steam Motive		Air Motive		Steam Motive		Air Motive		Steam Motive		Air Motive		Steam Motive		Air Motive	
psig	bar	psig	bar	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr
15	1.0			1,900	862	2,250	1,021	3,100	1,406	3,350	1,520	4,500	2,041	4,850	2,200	7,500	3,402	8,100	3,674
25	1.7			2,500	1,134	2,650	1,202	4,600	2,086	4,875	2,211	6,600	2,994	7,000	3,175	11,000	4,990	11,650	5,284
50	3.5	5	0.34	3,100	1,406	3,225	1,463	4,900	2,222	5,100	2,313	7,100	3,220	7,375	3,345	11,700	5,307	12,150	5,511
75	5			3,400	1,542	3,500	1,588	5,200	2,359	5,300	2,404	7,200	3,266	7,400	3,357	12,000	5,443	12,350	5,602
100	7			3,500	1,588	*	*	5,400	2,449	*	*	7,300	3,311	*	*	12,100	5,488	*	*
125	8.5			3,600	1,633	*	*	5,500	2,495	*	*	7,400	3,357	*	*	12,200	5,534	*	*
25	1.7			2,200	999	2,525	1,145	3,500	1,588	4,025	1,826	5,400	2,449	6,200	2,812	7,200	3,266	8,275	3,753
50	3.5	15	1	2,600	1,179	2,800	1,270	4,100	1,860	4,425	2,007	6,300	2,857	6,800	3,084	10,400	4,717	11,250	5,103
75	5			2,800	1,270	2,950	1,338	4,300	1,950	4,550	2,064	6,500	2,948	6,900	3,130	10,800	4,899	11,450	5,194
100	7			3,100	1,406	*	*	4,800	2,177	*	*	6,700	3,039	*	*	11,000	4,990	*	*
125	8.5			3,200	1,451	*	*	4,900	2,222	*	*	6,800	3,084	*	*	11,200	5,080	*	*
35	2.5			2,000	907	2,350	1,066	2,900	1,315	3,425	1,554	4,200	1,905	4,950	2,245	6,900	3,130	8,150	3,697
50	3.5	25	1.5	2,400	1,088	2,675	1,213	4,000	1,814	4,500	2,041	5,800	2,631	6,400	2,903	9,700	4,400	10,850	4,921
75	5			2,600	1,179	2,800	1,270	4,400	1,996	4,750	2,155	6,000	2,721	6,500	2,948	10,000	4,536	10,900	4,944
100	7			2,800	1,270	*	*	4,700	2,132	*	*	6,100	2,767	*	*	10,200	4,626	*	*
125	8.5			2,900	1,315	*	*	4,800	2,171	*	*	6,200	2,812	*	*	10,400	4,717	*	*
50	3.5			1,900	862	2,350	1,066	3,300	1,451	4,050	1,837	4,350	1,973	5,350	2,427	5,800	2,631	7,125	3,232
60	4			2,200	999	2,600	1,179	3,600	1,633	4,250	1,927	5,100	2,313	6,000	2,722	6,900	3,130	8,150	3,697
75	5	40	3	2,400	1,088	2,675	1,213	4,000	1,814	4,475	2,030	5,700	2,585	6,375	2,892	7,600	3,447	8,500	3,856
100	7			2,500	1,135	*	*	4,200	1,905	*	*	6,000	2,721	*	*	8,100	3,674	*	*
125	8.5			2,700	1,225	*	*	4,500	2,041	*	*	6,400	2,903	*	*	8,500	3,856	*	*
70	4.5			1,800	816	2,400	1,088	3,200	1,451	4,300	1,950	3,800	1,724	5,050	2,291	5,000	2,268	6,650	3,016
75	5	60	4	2,000	907	2,450	1,111	3,500	1,588	4,650	2,109	4,100	1,859	5,175	2,347	5,400	2,450	6,900	3,130
100	7			2,300	1,233	*	*	3,700	1,678	*	*	4,500	2,041	*	*	6,000	2,722	*	*
125	8.5			2,400	1,088	*	*	3,800	1,724	*	*	4,800	2,177	*	*	6,400	2,903	*	*

Tabla2.2 Capacidades de carga de condensado para bombas series 400<sup>9</sup>

### Resultado mediante cálculo:

De acuerdo a la tabla, la bomba de condensado que cumple los requerimientos es una bomba marca Armstrong modelo PT 408 de las series 400, con capacidad de bombeo de 4350 lb/h si la presión es de 50 psi o 3.5 bar, estos valores son para un cabezal de llenado de 12" y tomas de conexión 2" x 2".

<sup>9</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-345

**Nota:** las tomas de conexión de las bombas de condensado se pueden reemplazar desde 2" hasta 4".

Resultados de Software Armstrong:

<b>Model Number</b>	PT-406	<b>PT-408</b>	PT-3508	PT-308	PT-412
<b>Traps Req'd (in parallel)</b>	2	2	2	1	1
<b>Body Material</b>	Carbon Steel	Carbon Steel	Cast Iron	Carbon Steel	Carbon Steel
<b>Trap Dimensions (WxHxD, each trap)</b>	17-1/2" x 28" x 19-3/8"	17-1/2" x 28" x 19-3/8"	20-1/4" x 21-11/16" x 17-3/4"	27" x 21-3/16" x 16"	17-1/2" x 28" x 19-3/8"
<b>Connection Size</b>	1-1/2" NPT / DN40	2" NPT / DN50	2" NPT / DN50	2" NPT / DN50	3" x 2" NPT / DN80 x DN50
<b>Max. Allowable Pressure</b>	150 psig @ 650F	150 psig @ 650F	150 psig @ 450F	150 psig @ 650F	150 psig @ 650F
<b>Max. Oper. Pressure</b>	125 psig	125 psig	125 psig	125 psig	125 psig
<b>Max Capacity at Design Conditions</b>	4.620 lbs/hr	6.090 lbs/hr	7.000 lbs/hr	3.990 lbs/hr	4.060 lbs/hr
<b>Condensate Load</b>	3.900 lbs/hr	3.900 lbs/hr	3.900 lbs/hr	3.900 lbs/hr	3.900 lbs/hr

Steam Traps   Press/Temp Control   Water Heaters   Pump Traps							
	Application	ID No.	Model Number	Back Pressure	Motive Pressure	Condensate Load	Comments/Special Instructions
1	Pump Traps		PT-408	40 psig	50 psig	3900 lbs/hr	

Las características de la bomba de condensado son:

- No eléctrica: usa vapor
- A prueba de explosiones: seguridad intrínseca
- Bajo mantenimiento: no hay juntas que puedan producir fugas ni problemas de impulsores o motores.
- Todos los componentes internos son de acero inoxidable.
- Tiene repuestos en caso que requieran sustituirlas sin tener que separar la cubierta del cuerpo de la bomba.

## 2.5 Diseño de Tubería de Retorno de Condensado

Para determinar los tamaños de las tuberías de retorno de condensado, presenta ciertos problemas que son diferentes a los presentes en tuberías de vapor o agua, el problema más importante es la necesidad de lidiar con vapor flash o secundario.

Datos: (Anexo 8)

P trabajo: 50 psi

q 1 @50 psi: 267.50 BTU/lb

q 2 @0 psi: 180.07 BTU/lb

r @0 psi: 970.3

### Cálculo vapor flash

$$\% \text{ vapor flash} = \frac{q_1 - q_2}{r} \times 100 \quad \text{Ecuación 1.1}$$

$$\% \text{ vapor flash} = \frac{267.50 - 180.07}{970.3} \times 100$$

$$\% \text{ vapor flash} = 9.01$$

### Cálculo flujo vapor flash

$$\text{FVF} = \text{Carga total condensado} \times \% \text{ vapor flash} \quad \text{Ecuación 1.11}$$

$$\text{FVF} = 3900 \text{ lb/h} \times 9.01 \%$$

$$\text{FVF} = 351.51 \text{ lb/h}$$

Las tuberías de retorno de condensado deben diseñarse para que tengan una velocidad razonable y una caída de presión aceptable, la velocidad promedio se ha considerado para nuestros cálculos de 6000 ft/min con tubería cedula 40.

Mediante la utilización del ábaco, una vez calculado el porcentaje de vapor flash (9.01%), el flujo de vapor flash (351.51 lb/h) y la presión en la línea de condensado (50 psi) a 6000 pie/min nos da como resultado el diámetro de tubería de 2-1/2" cedula 40. (Anexo 5)

Para este cálculo también se utilizó el software ESP PLUS, el cual necesita como datos de entrada la presión diferencial, la carga de condensado y la caída de presión aceptable.

### **Resultado Software ESP PLUS de Armstrong: D tubería: 2-1/2"**

Size Condensate Return Lines

Condensate Load: 3900 lbs/hr

Pressure Pair: Supply 30/0 Return

Acceptable Pressure Drop per 100' of pipe: ☐ 1/16 psi ☒ 1/4 psi ☐ 1 psi

Approx. Pipe Size: 2-1/2 inches

Buttons: OK, Cancel, Help, Calculate

## **2.6 Diseño de Tubería de Vapor para Suministro a la Bomba de Condensado cedula 80.**

Datos: (Anexo 13)

P trabajo: 50 psi (3.5 bar)

Ø exterior tubería ¾": 26.9 mm

Ø nominal tubería ¾": 20 mm

Ø interior tubería ¾": 22.3 mm

Área tubería ¾": 0.605 plg<sup>2</sup>

### **Cálculo de flujo de vapor en lb/h (Anexo 3)**

Interpolando tenemos: **70.55 kg/h o 155.21 lb/h**

### **Cálculo de la velocidad de vapor**

$$V = \frac{2.4 \times Q \times V_s}{A} \quad \text{Ecuación 1.9}$$

Donde:

V: velocidad de vapor en ft/min

Q: flujo de vapor en lb/h

Vs: volumen específico de vapor a presión de flujo ft<sup>3</sup>/h

A: área interna de la tubería en plg<sup>2</sup>

Reemplazando se tiene: **V = 4067 ft/min**

Este valor se multiplica por 1.23 de factor de tubería CD 80, entonces el valor total de la velocidad en tubería de ¾" CD 80 es:

$$V = 4067 \frac{\text{ft}}{\text{min}} \times 1.23 (\text{Factor CD80}) = \mathbf{5002.41 \text{ ft/min}}$$

Seleccionando en el **Anexo 4** con los valores calculados como flujo de vapor (155.21 lb/h), presión de vapor (50 psi) y el diámetro de la tubería obtenido en planta (¾"), se tiene que la velocidad del vapor es de: **3900 ft /min**. Este valor se multiplica de igual manera por el factor para tubería CD 80 a 1.23, entonces se tiene que:

$$V = 3900 \text{ ft/min} \times 1.23 = \mathbf{4797 \text{ ft/min}}$$

**Cálculo velocidad de vapor mediante software ESP PLUS de Armstrong:**

$$V = 4652.8 \text{ ft/min}$$

**Nota:** Podemos ver que para cualquiera de los tres métodos de cálculo, las respuestas de cada una de ellas son bastante similares.

### **Cálculo del diámetro de tubería a 50 psi en tubería CD 80**

Calculando e interpolando un factor de corrección para P: 50 psi, se obtiene: **1.75**

Dividimos esta caída de presión permisible por este factor:

$$3/1.75 = 1.71 \quad \text{Ecuación 2.1}$$

Buscamos en la tabla la caída de presión 1.71 y seguimos la línea hasta coincidir el valor del flujo de vapor en lb/h, entonces a partir de ese punto se traza verticalmente una línea hasta coincidir con la línea de diámetro de tubería, para este caso la tubería seleccionada es de: ¾".

**Resultado: Anexo 6**

$$\text{Ø tubería: } 3/4''$$

Así mismo a partir de ese punto entre la línea de diámetro de tubería ¾" y el flujo de vapor se traza una línea hacia la izquierda y se encuentra la caída de presión, para este caso, la caída de presión a 50 psi y 155.21 lb/h = 3.5 psi / 100 ft, entonces:

Este valor se multiplica por el factor de corrección interpolado y se tiene:

$$\Delta P = \text{Presión permisible} \times \text{Factor de corrección} \quad \text{Ecuación 2.2}$$

$$\Delta P = 3.5 \text{ psi} \times 1.75$$

$$\Delta P = 6.12 \text{ psi por cada 100 ft}$$

### **Cálculo de la caída de presión mediante Software ESP PLUS**

Para este cálculo solo se necesita la presión nominal de trabajo (50 psi), el flujo de condensado (155.21 lb/h) y la velocidad como constante a 6000 ft/min y se tiene:

$$\Delta P = 6.6 \text{ psi por cada } 100 \text{ ft}$$

**Nota:** De la misma manera realizando el cálculo por método grafico, matemático o software, los resultados son muy similares.

### **Resumen de resultados de cálculo y diseño de tubería para vapor**

**P:** 50 psi (bomba de condensado)  
**Ø tubería:** 3/4" (suministro de vapor a la bomba de condensado)  
**V vapor:** 4652.8 ft/min  
**ΔP:** 6.12 *psi por cada 100 ft*

**Nota:** los valores de la carga de condensado para la recuperación de condensado son de las cinco trampas para vapor ubicadas en el área de recepción de leche, en el sistema tracer.



## 2.7 Dimensionamiento de Reguladora de presión

Datos:

P entrada: 72.5 psi o 5 bar

Resorte: azul (7-80 psi)

P salida: 50 psi o 3.5 bar

Flujo vapor: 155.21 lb/h

**Resultado: Reguladora presión GD 45 de ½"**

lb/hr					kg/hr				
Inlet	Outlet	Connection Size			Inlet	Outlet	Connection Size		
psi		1/2	3/4	1	bar		15	20	25
15	7	49	56	92	1.0	.5	22	25	42
20	13	53	61	105	1.4	.9	24	28	48
	7	42	55	63		.5	19	25	35
30	23	62	71	112	2.0	1.6	28	32	51
	15	53	60	101		1.0	24	27	46
	3	33	40	60		.2	15	18	27
40	32	99	121	187	2.8	2.2	45	55	85
	20	79	97	159		1.4	36	44	72
	4	40	55	77		.3	18	25	35
50	40	130	143	242	3.4	2.8	59	65	110
	20	99	115	187		1.4	45	52	85
	5	48	62	88		.3	22	28	40
60	48	137	154	265	4.0	3.3	62	70	120
	40	150	165	289		2.8	68	75	131
	18	90	104	170		1.2	41	47	77
	6	55	73	99		.4	25	33	45
80	64	176	205	342	5.5	4.4	80	93	155
	54	187	225	353		3.7	85	102	160
	23	121	137	220		1.6	55	62	100
	8	60	77	108		.5	27	35	49
100	80	203	242	397	6.9	5.5	92	110	180
	66	225	262	437		4.5	102	119	198
	40	198	231	375		2.8	90	105	170
	10	68	79	132		.7	31	36	60
120	96	231	276	452	8.3	6.6	105	125	205
	70	276	311	518		4.8	125	141	235
	45	240	267	450		3.1	109	121	204
	12	110	121	198		.8	50	55	90
150	120	287	333	551	10.3	8.3	130	151	250
	85	364	421	705		5.9	165	191	320
	55	298	353	595		3.8	135	160	270
	15	132	165	254		1.0	60	75	115
180	140	408	485	794	12.4	9.7	185	220	360
	115	430	507	860		8.0	195	230	390
	70	386	430	739		4.8	175	195	335
	18	165	187	309		1.2	75	85	140
200	140	461	518	871	13.8	9.7	209	235	395
	115	474	540	904		8.0	215	245	410
	80	430	496	827		5.5	195	225	375
	20	209	242	386		1.4	95	110	175
225	140	485	573	948	15.5	9.7	220	260	430
	115	496	584	961		8.0	225	265	436
	85	463	540	904		5.9	210	245	410
	23	254	298	496		1.6	115	135	225
250	140	525	606	1,014	17.2	9.7	238	275	460
	120	551	584	1,038		8.3	250	265	471
	70	463	529	893		4.8	210	240	405
	25	276	320	529		1.7	125	145	240
300	140	528	616	1,023	21	9.7	240	280	465
	120	551	627	1,038		8.3	250	285	477
	70	484	550	913		4.8	220	250	415
	30	319	352	583		2.0	145	160	265

Tabla2.3 Capacidades de carga y reducción de vapor series GD<sup>10</sup>

<sup>10</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-217

## **2.8 Selección de Aislamiento Térmico**

Parámetros para selección de cañuela:

Diámetro de cañuela: 2-1/2"

Aplicación: tubería para vapor y retorno de condensado

Tipo de cañuela: lana mineral (por pedido de Ecuajugos)

Perdida calórica con tubería aislada: 198,16 BTH/h-m

Porcentaje de reducción y eficiencia: 93,56%

Densidad: 30-160 kg/m<sup>3</sup>, según norma EN 13162 (capítulo I, pág. 68)

## 2.9 Verificación del flujo del Retorno de Condensado

- Pérdidas de energía por trampas abiertas

Se cuenta con 18 trampas de vapor en estado abiertas, cada una de ellas tienen diferentes medidas de orificio de descarga 1/8” y 7/64”. El costo de vapor seco que le representa a Ecuajugos es de \$ 19.20 las 1000 lb/h.<sup>11</sup> (Anexo 10 y 12).

Cuantificando las trampas abiertas de vapor se tiene que:

- 14 trampas de vapor tienen orificio 1/8”
- 4 trampas de vapor tienen orificio 7/16”

### Resultado Software ESP PLUS

Para: 1/8”

Steam Loss through Failed Trap		
Orifice Size:	0.125	inches
Pressure:	125	psig
Cost of Steam per 1000 lbs.:	\$19.2	
Hours per day process operates:	24	hours
Days per year process operates:	365	days
Approx. Steam Loss:	64.3	lbs/hr
Approx. Cost of Steam Loss/year:	\$10814.8	

**Total costo pérdida de vapor: \$10814.8 x 14 = \$ 151407.2 / año**

---

<sup>11</sup> Fuente de referencia, Ecuajugos, Área de Administración y Finanzas

**Para: 7/64"**

**Steam Loss through Failed Trap**

Orifice Size: 0.109 inches

Pressure: 125 psig

Cost of Steam per 1000 lbs.: \$19.2

Hours per day process operates: 24 hours

Days per year process operates: 365 days

Approx. Steam Loss: 64.3 lbs/hr

Approx. Cost of Steam Loss/year: \$10814.8

Buttons: OK, Cancel, Help, Calculate

**Total costo pérdida de vapor: \$10814.8 x 4 = \$ 43259.2 / año**

**Pérdidas producidas por el condensado:**

Condensado: \$ 59,839.00 / año

### Resultado Software Armstrong:

Condensate Savings Analysis		Flash Steam Savings Analysis	
Condensate Load	3900 lb/hr	Alternative calculations for less than 100% condensate recovery	
Annual Hours of Operation	500		
<b>Total Water Costs</b>			
Untreated water and sewage (\$)	0./gal		
Water treatment chemicals (\$)	0.25/gal		
<b>Total</b>	<b>\$ 0.250</b>		
<b>Make-up water preheating requirements</b>			
Condensate return temperature	180, F		
Make-up water temperature	140, F		
<b>Total</b>	<b>40F</b>		
Steam cost/1000 lbs produced (\$)	19.20		
Savings in water costs	\$ 58,453.00/yr	90% return	\$ 53,855.00/yr 0,00 years
Savings for preheating make-up water	\$ 1,498.00/yr	80% return	\$ 47,871.00/yr 0,00 years
Cost of steam to run Armstrong Pump Trap	\$ 112.00/yr	75% return	\$ 44,879.00/yr 0,00 years
<b>Total annual savings</b>	<b>\$ 59,839.00/yr</b>	70% return	\$ 41,887.00/yr 0,00 years
		60% return	\$ 35,903.00/yr 0,00 years
		50% return	\$ 29,919.00/yr 0,00 years
		40% return	\$ 23,935.00/yr 0,00 years
		30% return	\$ 17,952.00/yr 0,00 years
		25% return	\$ 14,960.00/yr 0,00 years

## CAPITULO III

### COSTOS DEL PROYECTO

Las siguientes cotizaciones muestran las inversiones de las trampas que se encontraron en estado de funcionamiento abiertas, sistema de recuperación de condensado como costos directos y mano de obra como costos indirectos. Todos los equipos y accesorios de instalación deben ser implementadas para que los sistemas de trampeo y recuperación de condensado funcionen adecuadamente, con el fin de aprovechar la mayor cantidad de vapor posible y la recuperación del condensado. El costo de generación de vapor de la empresa Ecuajugos a nivel de Latinoamérica es uno de los más altos, ya que el agua con el que genera vapor tiene tratamientos con productos grado alimenticio.

#### 3.1 COSTO DE TRAMPAS PARA VAPOR<sup>1</sup>

CANTIDAD	DESCRIPCION	CONEXIÓN	PRECIO UNITARIO	PRECIO TOTAL
6	TRAMPA BI 800 #38	1/2"	\$ 142,00	\$ 852,00
2	F&T A2 #11/64	1/2"	\$ 185,00	\$ 370,00
1	MECANISMO #38	1/2"	\$ 65,00	\$ 65,00
1	F&T A2 # 1/8	1/2"	\$ 185,00	\$ 185,00
1	F&T A3 # 11/64	3/4"	\$ 225,00	\$ 225,00
1	BI 800 #38	3/4"	\$ 142,00	\$ 142,00
1	BI 813 # 5/16	3/4"	\$ 450,00	\$ 450,00
3	BI 811 #1/8	1/2"	\$ 187,00	\$ 561,00
4	TERMOSTATICA TS2 #516	1/2"	\$ 200,00	\$ 800,00
4	TERMOSTATICA TTF1R #3/16	1/2"	\$ 245,00	\$ 980,00
2	BI 811 #5/32	1/2"	\$ 187,00	\$ 374,00
1	F&T A3#1/8"	3/4"	\$ 225,00	\$ 225,00
1	BI 813 #1/4	3/4"	\$ 450,00	\$ 450,00
3	BI 811 #38	1/2"	\$ 187,00	\$ 561,00
1	BI 800 #1/8	1/2"	\$ 142,00	\$ 142,00
1	BI 812 #5/32	1/2"	\$ 290,00	\$ 290,00
1	BI 813 #7/32	1"	\$ 450,00	\$ 450,00
			<b>TOTAL</b>	<b>\$ 7.122,00</b>

<sup>1</sup> Precios La Ferretera Cia.Ltda. - Quito

### 3.2 COSTO SISTEMA DE RECUPERACION DE CONDENSADO<sup>2</sup>

CANTIDAD	DESCRIPCION	CONEXIÓN	PRECIO UNITARIO	PRECIO TOTAL
1	BOMBA CONDENSADO PT408	2-1/2"	\$ 4.800,00	\$ 4.800,00
1	REG. PRESION GD 45 VAPOR	1/2"	\$ 280,00	\$ 280,00
3	MANOMETRO GLICERINA 0/100	2"	\$ 16,00	\$ 48,00
1	FILTRO PARA VAPOR	3/4"	\$ 15,00	\$ 15,00
1	FILTRO PARA VAPOR	1/2"	\$ 15,00	\$ 15,00
3	SIFON	1/4"	\$ 8,00	\$ 24,00
1	UNION HIERRO NEGRO	1/4"	\$ 0,35	\$ 0,35
2	UNION HIERRO NEGRO	3/4"	\$ 0,75	\$ 1,50
2	BUSHING HIERRO NEGRO	1/2" - 1/4"	\$ 0,65	\$ 1,30
100	TEFLON INDUSTRIAL	3/4"	\$ 3,25	\$ 325,00
11,6	TUBO CD 80 SIN COSTURA (ML)	3/4"	\$ 10,50	\$ 121,80
222	TUBO CD 40 SIN COSTURA (ML)	2-1/2"	\$ 35,00	\$ 7.770,00
1	TUBO COBRE	1/4"	\$ 80,00	\$ 80,00
3	NEPLO CORRIDO	1/2"	\$ 0,35	\$ 1,05
2	NEPLO CORRIDO	3/4"	\$ 0,35	\$ 0,70
4	CODO HIERRO NEGRO	1/2"	\$ 1,10	\$ 4,40
1	CODO HIERRO NEGRO	3/4"	\$ 1,10	\$ 1,10
1	TEE HIERRO NEGRO	1"	\$ 1,20	\$ 1,20
3	VALVULAS COMPUERTA	3/4"	\$ 89,00	\$ 267,00
2	VALVULAS COMPUERTA	1/2"	\$ 35,00	\$ 70,00
1	VALVULAS GLOBO	1/4"	\$ 25,00	\$ 25,00
1	VALVULAS GLOBO	2-1/2"	\$ 275,00	\$ 275,00
1	VALVULA SEGURIDAD	3/4"	\$ 116,00	\$ 116,00
2	REDUCCION HIERRO NEGRO	4" - 2-1/2"	\$ 18,00	\$ 36,00
2	REDUCCION HIERRO NEGRO	1" - 3/4"	\$ 3,00	\$ 6,00
2	VALVULAS CHECK HORIZONTAL	2-1/2"	\$ 188,00	\$ 376,00
1	VALVULAS CHECK HORIZONTAL	1/2"	\$ 45,00	\$ 45,00
1	VISOR PARA CONDENSADO	1/2"	\$ 35,00	\$ 35,00
5	CODO HN	2-1/2"	\$ 4,50	\$ 22,50
1	TRAMPA BI 800 # 1/8	3/4"	\$ 142,00	\$ 142,00
1	TRAMPA BI 800 # 1/8	1/2"	\$ 142,00	\$ 142,00
1	UNIVERSAL HN	3/4"	\$ 0,65	\$ 0,65
10	BRIDAS SOLDABLE	2-1/2"	\$ 4,75	\$ 47,50
1	TANQUE CHAPA NEGRA	Ø1,2 X 1,5 m	\$ 780,00	\$ 780,00
10	JUNTAS ESPIROMETALICAS	2-1/2"	\$ 3,50	\$ 35,00
250 ML	AISLAMIENTO TERMICO PARA CON LANA MINERAL Y RECUBRIMIENTO DE ALUMINIO EN 0,7 mm	Ø 2 -1/2"	\$ 11.000,00	\$ 11.000,00
			<b>TOTAL</b>	<b>\$ 26.911,05</b>

<sup>2</sup> Precios La Ferretera Cia.Ltda. - Quito

### 3.3 COSTO MANO DE OBRA<sup>3</sup>

CANTIDAD	DESCRIPCION	CONEXIÓN	PRECIO UNITARIO	PRECIO TOTAL
1	MONTAJE TUBERIA 250 ML	2-1/2"	\$ 6.800,00	\$ 6.800,00
1	MONTAJE SISTEMA REGULACION PRESION	3/4"	\$ 450,00	\$ 450,00
1	MONTAJE SISTEMA BOMBA DE CONDENSADO	2"	\$ 800,00	\$ 800,00
1	SISTEMA DE TRAMPEO	1/2"	\$ 280,00	\$ 280,00
			<b>TOTAL</b>	<b>\$ 8.330,00</b>

### 3.4 COSTO TOTAL

CANTIDAD	DESCRIPCION	PRECIO UNITARIO	PRECIO TOTAL
1	COSTOS DIRECTOS	\$ 34.033,05	\$ 34.033,05
1	COSTOS INDIRECTOS	\$ 8.330,00	\$ 8.330,00
1	OTROS (IMPREVISTOS)	\$ 423,63	\$ 423,63
		<b>TOTAL</b>	<b>\$ 42.786,68</b>

---

<sup>3</sup> Precio Solvein

## CONCLUSIONES

- Mediante el levantamiento físico de todo el sistema de trampeo de vapor y retorno de condensado, utilizando el método de ultrasonido para la verificación del estado de las trampas de vapor, se cuantifica que tiene el 16% de trampas para vapor abiertas y el 8% de trampas para vapor tapadas, es decir, el 24% de trampas de vapor en malas condiciones de operación, afectando en la producción general en toda la planta.
- La bomba de recuperación de condensado, nos permitirá recuperar aproximadamente 3,900 lb/, la cual será reutilizada para la alimentación a las calderas, permitiendo un ahorro del 20,31%. Este valor corresponde al 80% de condensado producido por los 24000 lb/h de vapor de las dos calderas que trabajan simultáneamente.
- El rediseño del sistema de retorno de condensado permitirá ser el medio de transporte del condensado recuperado la cual permitirá aumentar el margen de utilidad de Ecuajugos.
- Con la nueva selección de las trampas para vapor y las instalaciones adecuadas, se logrará una ganancia de energía y ahorro de vapor entre un 25 al 26 %, verificando en el consumo de combustible. Este valor se obtiene del área de finanzas y técnica de la Empresa Ecuajugos.
- Al tener un eficiente sistema de vapor y retorno de condensado se logrará temperaturas máximas en las unidades de proceso, aumento de la capacidad de producción, máximo ahorro energético, reducción de la mano de obra, mayor vida útil en los equipos y mínimos mantenimientos.



## **RECOMENDACIONES**

- Se deberá readecuar las instalaciones del sistema de trampeo en casos que lo ameriten, ya que estos están produciendo tiempos muertos en el calentamiento de unidades de proceso y así con esto, mejorar la capacidad de producción.
- Se recomienda realizar las inspecciones de las trampas de vapor por lo menos mínimo dos veces al año, y asegurar no tener inconvenientes en que las líneas de vapor se encuentren inundadas de condensado y evitar otros problemas como los golpes de ariete o choques térmicos.
- Seleccionar correctamente los diámetros de las tuberías tanto de suministro de vapor como la de retorno de condensado ya que si están mal diseñados no pueden causar caídas de presión y pérdidas de temperatura.
- Realizar las instalaciones de retorno de condensado de acuerdo con los planos y diseños establecidos.
- Eliminar las fugas de vapor, aislamiento térmico defectuoso y mejorar los sistemas de calentamiento de los equipos de proceso.

## **BIBLIOGRAFIA**

- Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-58
- Vargas A. Calderas Industriales y Marinas, Editorial Series VZ, 2<sup>da</sup> Edición, Pág.350
- <http://www.spanish.phione.co.uk/products/pipes/a-53>
- SpiraxSarco, Catalogo de Productos, 2<sup>da</sup> edición 1999, Pág.9.08
- José Luis Palacios, Técnicas de Gestión Energética en Sistemas de Vapor, 2010.
- Yanus A. Cengel, Termodinámica, Mc Graw Hill, 6<sup>ta</sup> Edición, Pág.112
- <http://spanish.alibaba.com/products/45-degree-elbow.html>
- [www.ads-chile.com/pdf/accesorios\\_pdf/pared\\_sencilla/sw-133.pdf](http://www.ads-chile.com/pdf/accesorios_pdf/pared_sencilla/sw-133.pdf)
- <http://es.scribd.com/doc/52366390/manual-accesorios-acero-al-carbon>
- [http://es.wikipedia.org/wiki/Brida\\_\(tuber%C3%ADas\)](http://es.wikipedia.org/wiki/Brida_(tuber%C3%ADas))
- [www.valvulasdelpacifico.com/productos.htm](http://www.valvulasdelpacifico.com/productos.htm)
- [www.valvulasthorsa.com.ar/productos/.../valvulas\\_globo.pdf](http://www.valvulasthorsa.com.ar/productos/.../valvulas_globo.pdf)

## **Anexo 1**

# **Planos de Instalación**

- **Plano Isométrico de Instalación del Sistema de Recuperación de Condensado**
- **Plano Unifilar de Instalación del Sistema de Recuperación de Condensado**

## Anexo 2

### Composiciones químicas en tuberías de acero A-53 y A-106

Composición, %	Tipo S		Tipo E		Tipo F
	Sin Costura		Soldada con resistencia Eléctrica (ERW)		Soldado a tope alto horno
	Grado A	Grado B	Grado A	Grado B	Grado A
Carbono, máx.	0,25	0,30	0,25	0,30	0,30
Manganeso	0,95	1,20	0,95	1,20	1,20
Fósforo, máx.	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
Azufre, máx.	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
Cobre, máx.	0,40	0,40	0,50	0,50	0,40
Níquel, máx.	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40
Cromo, máx.	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40
Molibdeno, máx.	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15
Vanadio, máx.	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08

Tabla 2. Composición química de tubería con acero A-53<sup>1</sup>

COMPONENTES	Grado A	Grado B	Grado C
Carbono, máx.	0.25	0.30	0.35
Manganeso	0.27-0.93	0.29-1.06	0.29-1.06
Fósforo, máx.	0.035	0.035	0.035
Azufre, máx.	0.035	0.035	0.035
Silicio, min	0.10	0.10	0.10
Cromo, máx.	0.40	0.40	0.40
Cobre, máx.	0.40	0.40	0.40
Molibdeno, máx.	0.15	0.15	0.15
Níquel, máx.	0.40	0.40	0.40
Vanadio, máx.	0.08	0.08	0.08

Tabla 4. Composición química del acero A106<sup>2</sup>

<sup>1</sup><http://www.spanish.phione.co.uk/products/pipes/a-53>

<sup>2</sup><http://www.spanish.phione.co.uk/products/pipes/a-106>

### Anexo 3

#### Factor de seguridad de trampas para vapor

Aplicación	Opción preferente	Segunda opción	Factor de seguridad
Colector de caldera (Sobrecalentamiento)	IBLV	F&T	1,5:1
	IBCV Pulido	Membrana	Carga de puesta en marcha
Distribución de vapor y ramales (No congelación) (Congelación)	IB (CV si varía la presión)	F&T	2:1, 3:1 si esta y del principal delante de válvula, o en ramal
	IB	Termostático o disco	Lo mismo que arriba
Separador de vapor Calidad de vapor 90% o menos	IBLV	DC	3:1
	DC	—	
Líneas de traceado	IB	Termostático o disco	2:1
Calentadores de unidad y manipuladores de aire (Presión de contenido)  (0 - 1 barg presión variable) (1 - 2 barg presión variable) (> 2 barg presión variable)	IBLV	F&T	3:1
	F&T	IBLV	2:1 a diferencial de 0,1 bar
			2:1 a diferencial de 0,2 bar
			3:1 a 1/2 de diferencial de presión máx.
Radiación con aletas y serpentines de tubo (Presión constante) (Presión variable)	IB	Termostático	3:1 para calentamiento rápido 2:1 normalmente
	F&T	IB	
Calentadores de aire de procesos (Presión constante) (Presión variable)	IB	F&T	2:1
	F&T	IBLV	3:1 a 1/2 de diferencial de presión máx.
Máquina de absorción de vapor (refrigerador)	F&T	IB Ext. Purgador de aire	2:1 a diferencial de 0,1 bar
Intercambiadores de calor de carcasa y tubos, serpentines y serpentines de placas (Presión constante) (Presión variable)	IB	DC o F&T	2:1
	F&T	DC o IBT (si > 2 barg IBLV)	< 1 barg 2:1 a 0,1 bar 1 - 2 barg 2:1 a 0,2 bar > 2 barg 3:1 a 1/2 diferencial de presión máxima
Evaporador de un solo efecto y de múltiple efecto	DC	IBLV o F&T	2:1, si la carga 25.000 kg/h utilice 3:1
Equipos con camisa (Drenaje por gravedad) (Drenaje por sifón)	IBLV	F&T o termostático	3:1
	DC	IBLV	
Secadores giratorios	DC	IBLV	3:1 para DC, 8:1 para IB presión constante, 10:1 para IB presión variable
Tanques de flash	IBLV	DC o F&T	3:1
IBLV = Purgador de cubeta invertida "Large Vent" IBCV = Válvula de retención interna de cubeta invertida IBT = Purgador térmico de cubeta invertida F&T = Boya y termostático DC = Controlador diferencial de condensado			
Utilice un IB con purgador de aire externo para superar las limitaciones de presión o si el vapor está sucio. Todos los factores de seguridad son al diferencial de presión de funcionamiento a menos que se diga lo contrario.			

**Tabla 7. Tabla de capacidades en kg/h para líneas de vapor (velocidad de 30 m/s)<sup>3</sup>**

<sup>3</sup> Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-58

## Anexo 4

### Capacidades de vapor en varios diámetros de tubería

Presión de vapor en bar (a)	DIAMETRO DE LA TUBERIA DE VAPOR										
	15	20	25	32	40	50	65	80	100	125	150
1,1	14	24	39	67	92	150	215	330	575	900	1,300
1,3	16	28	45	79	105	175	250	390	670	1,050	1,520
1,5	18	32	52	90	125	200	290	445	765	1,205	1,735
2	24	42	68	120	160	265	375	580	1,000	1,575	2,275
3	35	62	99	170	235	385	550	850	1,465	2,300	3,325
4	46	81	130	225	310	505	720	1,115	1,920	3,015	4,355
5	56	99	160	280	380	625	890	1,375	2,365	3,720	5,375
6	67	120	190	330	450	740	1,055	1,630	2,810	4,420	6,385
8	88	155	250	435	590	970	1,385	2,145	3,690	5,800	8,380
9	98	175	280	485	660	1,090	1,550	2,400	4,130	6,490	9,375
10	110	190	310	535	730	1,200	1,715	2,650	4,565	7,175	10,360
12	130	230	370	640	870	1,430	2,040	3,155	5,435	8,540	12,340
14	150	265	430	740	1,010	1,660	2,370	3,660	6,305	9,910	14,310
16	170	300	490	845	1,150	1,890	2,695	4,165	7,170	11,27	16,280
18	190	340	545	945	1,290	2,120	3,020	4,670	8,040	12,64	18,260
20	210	375	605	1,050	1,430	2,345	3,350	5,175	8,915	14,01	20,240
22	230	410	665	1,150	1,570	2,575	3,675	5,680	9,785	15,38	22,220
26	275	485	785	1,360	1,850	3,040	4,335	6,700	11,540	18,14	26,200
30	315	560	905	1,565	2,135	3,505	5,000	7,730	13,310	20,92	30,220
40	425	750	1,210	2,100	2,860	4,695	6,700	10,350	17,830	28,02	40,480
50	535	945	1,525	2,645	3,605	5,925	8,450	13,060	22,500	35,36	51,070
60	650	1,150	1,855	3,220	4,385	7,200	10,270	15,880	27,340	42,97	62,080
70	770	1,360	2,200	3,815	5,195	8,535	12,180	18,820	32,410	50,94	73,580
80	895	1,585	2,560	4,435	6,040	9,930	14,160	21,890	37,700	59,25	85,580
90	1,030	1,820	2,935	5,090	6,935	11,400	16,260	25,120	43,270	68,00	98,230
100	1,170	2,065	3,335	5,785	7,880	12,950	18,470	28,550	49,170	77,28	111,630

*Tabla 8. Tabla de capacidades en kg/h para líneas de vapor (velocidad de 30 m/s)<sup>4</sup>*

<sup>4</sup>Armstrong, Soluciones para Sistemas de vapor, 2<sup>da</sup> edición 2005, Pág.CG-58

## Anexo 5

### Nomograma para tuberías de vapor

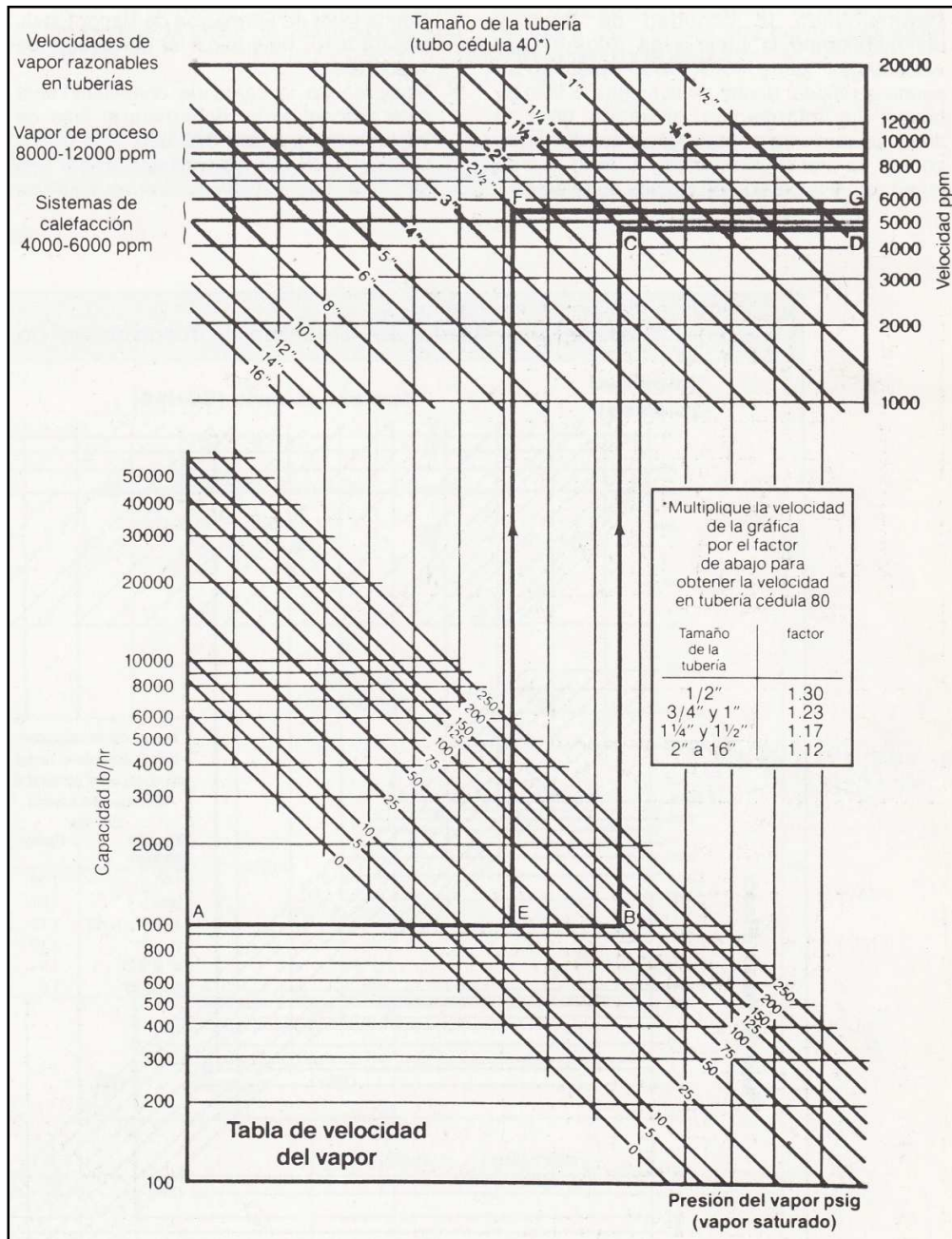


Tabla 9. Tabla de capacidades en lb/h para líneas de vapor (velocidad de 6000 ft/min)<sup>5</sup>

<sup>5</sup>SpiraxSarco, Catalogo de Productos, 2<sup>da</sup> edición 1999, Pág.9.08

## Anexo 6

### Nomograma para vapor flash

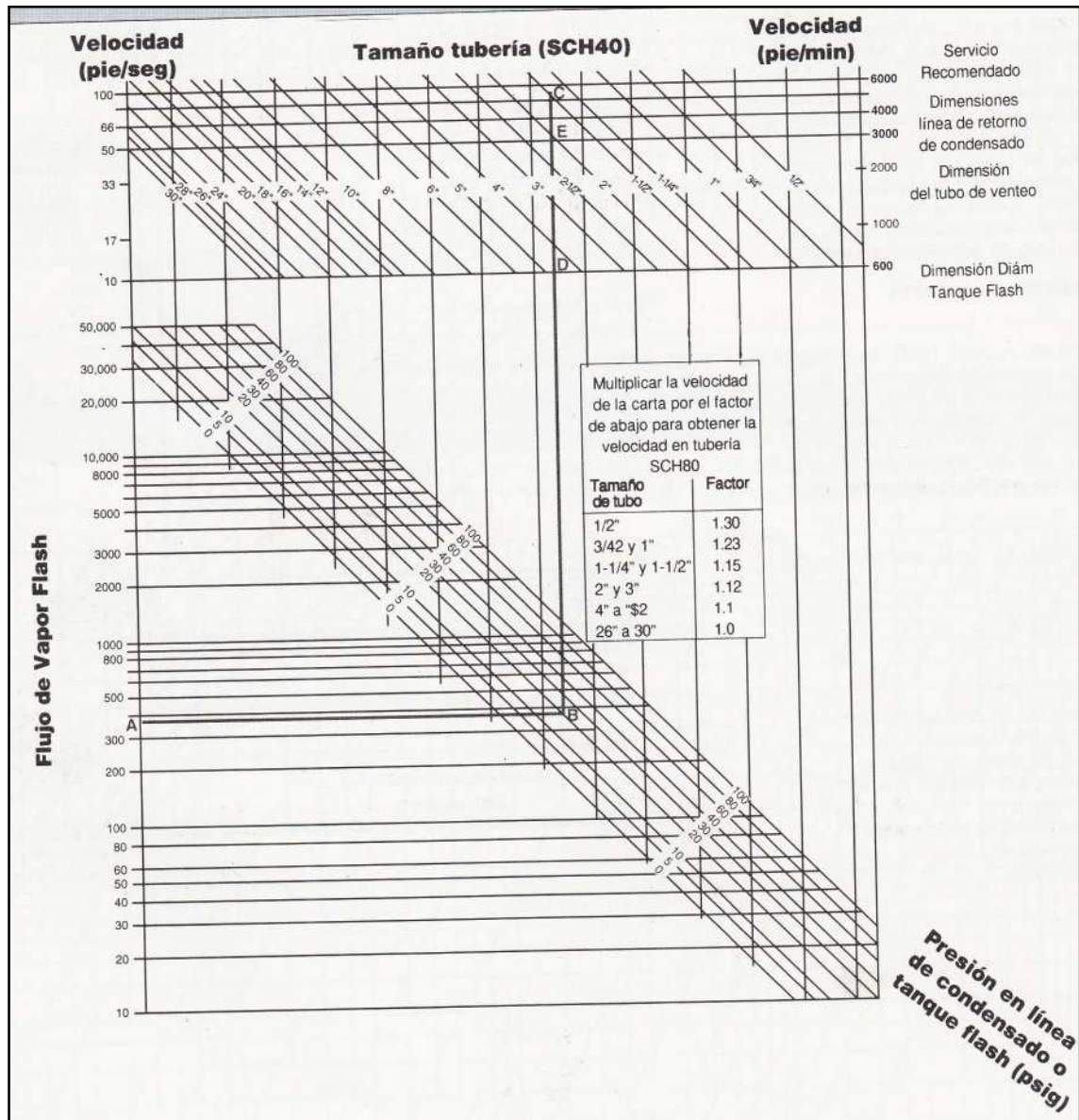


Tabla 10. Tabla de capacidades en lb/h para flujo vapor flash (velocidad de 6000 ft/min)<sup>6</sup>

<sup>6</sup>SpiraxSarco, Catalogo de Productos, 2<sup>da</sup> edición 1999, Pág.9.09



## Anexo 7

### Nomograma de caídas de presión

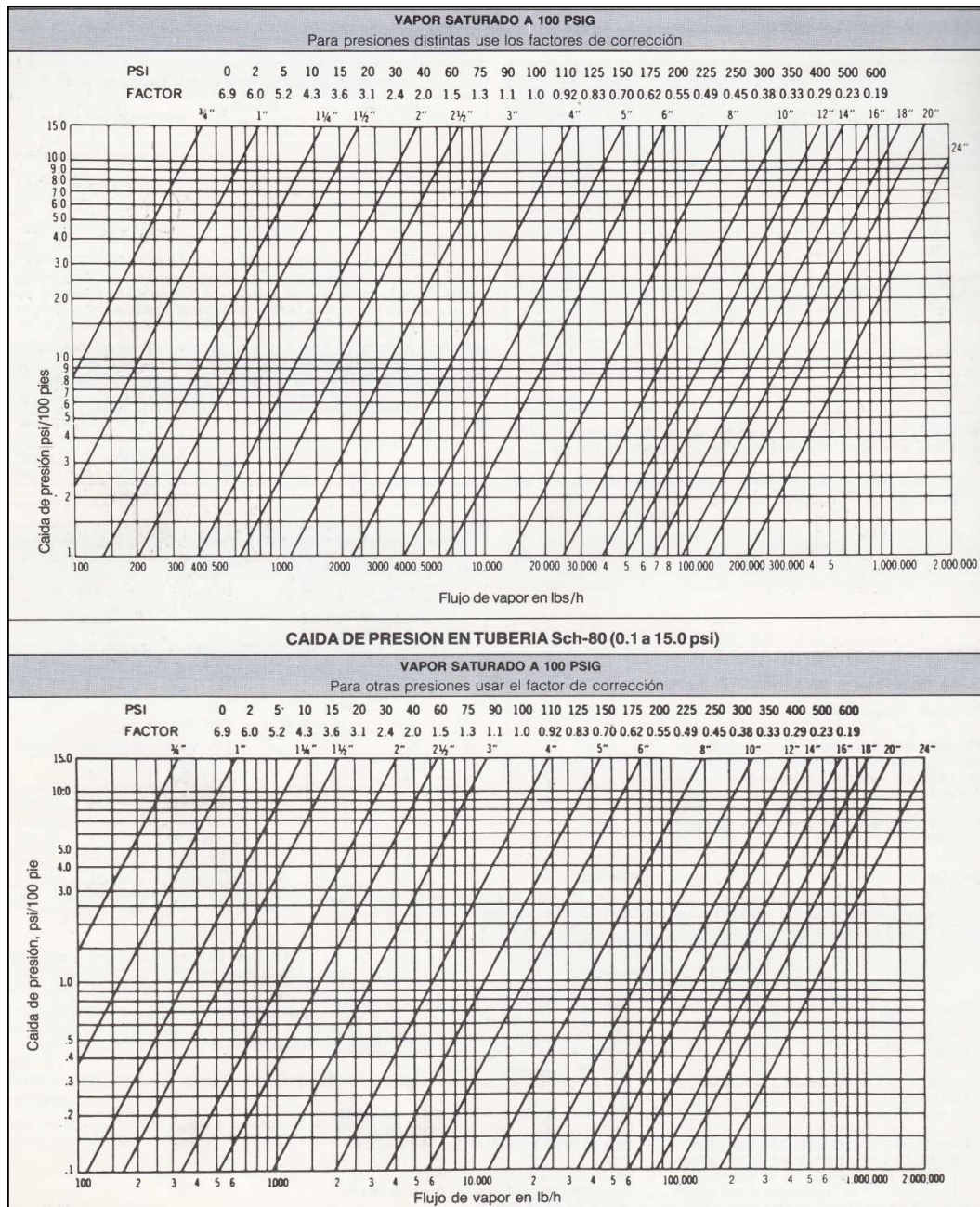


Tabla 11. Tabla de capacidades en lb/h para caída de presión en CD 40 y CD 80<sup>7</sup>

<sup>7</sup>SpiraxSarco, Catalogo de Productos, 2<sup>da</sup> edición 1999, Pág.9.07

## Anexo 8

### Volumen específico del vapor

	Col. 1 Gauge Pressure	Col. 2 Absolute Pressure (psia)	Col. 3 Steam Temp. (F°)	Col. 4 Heat of Sat. Liquid (Btu/lb)	Col. 5 Latent Heat (Btu/lb)	Col. 6 Total Heat of Steam (Btu/lb)	Col. 7 Specific Volume of Sat. Liquid (cu ft/lb)	Col. 8 Specific Volume of Sat. Steam (cu ft/lb)
Inches of Vacuum	29.743	0.08854	32.00	0.00	1075.8	1075.8	0.096022	3306.00
	29.515	0.2	53.14	21.21	1063.8	1085.0	0.016027	1526.00
	27.886	1.0	101.74	69.70	1036.3	1106.0	0.016136	333.60
	19.742	5.0	162.24	130.13	1001.0	1131.0	0.016407	73.52
	9.562	10.0	193.21	161.17	982.1	1143.3	0.016590	38.42
	7.536	11.0	197.75	165.73	979.3	1145.0	0.016620	35.14
	5.490	12.0	201.96	169.96	976.6	1146.6	0.016647	32.40
	3.454	13.0	205.88	173.91	974.2	1148.1	0.016674	30.06
	1.418	14.0	209.56	177.61	971.9	1149.5	0.016699	28.04
	0.0	14.696	212.00	180.07	970.3	1150.4	0.016715	26.80
PSIG	1.3	16.0	216.32	184.42	967.6	1152.0	0.016746	24.75
	2.3	17.0	219.44	187.56	965.5	1153.1	0.016768	23.39
	5.3	20.0	227.96	196.16	960.1	1156.3	0.016830	20.09
	10.3	25.0	240.07	208.42	952.1	1160.6	0.016922	16.30
	15.3	30.0	250.33	218.82	945.3	1164.1	0.017004	13.75
	20.3	35.0	259.28	227.91	939.2	1167.1	0.017078	11.90
	25.3	40.0	267.25	236.03	933.7	1169.7	0.017146	10.50
	30.3	45.0	274.44	243.36	928.6	1172.0	0.017209	9.40
	40.3	55.0	287.07	256.30	919.6	1175.9	0.017325	7.79
	50.3	65.0	297.97	267.50	911.6	1179.1	0.017429	6.66
	60.3	75.0	307.60	277.43	904.5	1181.9	0.017524	5.82
	70.3	85.0	316.25	286.39	897.8	1184.2	0.017613	5.17
	80.3	95.0	324.12	294.56	891.7	1186.2	0.017696	4.65
	90.3	105.0	331.36	302.10	886.0	1188.1	0.017775	4.23
	100.0	114.7	337.90	308.80	880.0	1188.8	0.017850	3.88
	110.3	125.0	344.33	315.68	875.4	1191.1	0.017922	3.59
	120.3	135.0	350.21	321.85	870.6	1192.4	0.017991	3.33
	125.3	140.0	353.02	324.82	868.2	1193.0	0.018024	3.22
	130.3	145.0	355.76	327.70	865.8	1193.5	0.018057	3.11
	140.3	155.0	360.50	333.24	861.3	1194.6	0.018121	2.92
	150.3	165.0	365.99	338.53	857.1	1195.6	0.018183	2.75
	160.3	175.0	370.75	343.57	852.8	1196.5	0.018244	2.60
	180.3	195.0	379.67	353.10	844.9	1198.0	0.018360	2.34
	200.3	215.0	387.89	361.91	837.4	1199.3	0.018470	2.13
	225.3	240.0	397.37	372.12	828.5	1200.6	0.018602	1.92
	250.3	265.0	406.11	381.60	820.1	1201.7	0.018728	1.74
		300.0	417.33	393.84	809.0	1202.8	0.018896	1.54
		400.0	444.59	424.00	780.5	1204.5	0.019340	1.16
		450.0	456.28	437.20	767.4	1204.6	0.019547	1.03
		500.0	467.01	449.40	755.0	1204.4	0.019748	0.93
		600.0	486.21	471.60	731.6	1203.2	0.02013	0.77
		900.0	531.98	526.60	668.8	1195.4	0.02123	0.50
		1200.0	567.22	571.70	611.7	1183.4	0.02232	0.36
		1500.0	596.23	611.60	556.3	1167.9	0.02346	0.28
		1700.0	613.15	636.30	519.6	1155.9	0.02428	0.24
		2000.0	635.82	671.70	463.4	1135.1	0.02565	0.19
		2500.0	668.13	730.60	360.5	1091.1	0.02860	0.13
		2700.0	679.55	756.20	312.1	1068.3	0.03027	0.11
		3206.2	705.40	902.70	0.0	902.7	0.05053	0.05

Tabla 12. Volumen específico de vapor en  $\text{ft}^3/\text{lb}^8$

<sup>8</sup>SpiraxSarco, Catalogo de Productos, 2<sup>da</sup> edición 1999, Pág.9.07

## Anexo 9

Tabla de Selección de Reguladora de Presión Series GD 45 Armstrong

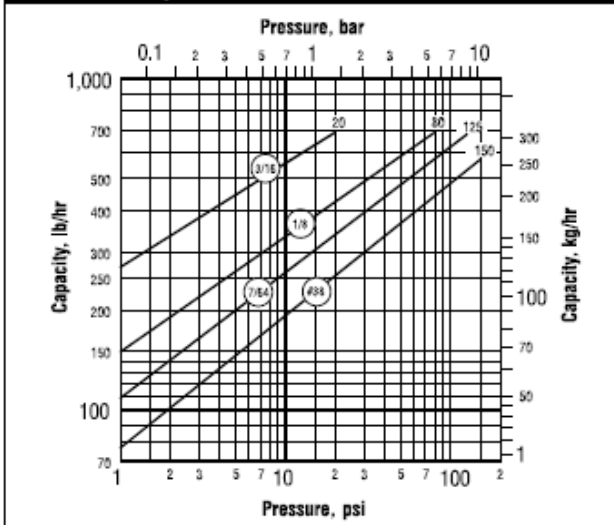
GD-45 Capacities—Steam									
lb/hr					kg/hr				
Inlet	Outlet	Connection Size			Inlet	Outlet	Connection Size		
		In					mm		
		1/2	3/4	1			15	20	25
psig					bar				
15	7	49	56	92	1.0	.5	22	25	42
20	13	53	61	105	1.4	.9	24	28	48
	7	42	55	63		.5	19	25	35
30	23	62	71	112	2.0	1.6	28	32	51
	15	53	60	101		1.0	24	27	46
3	33	40	60	.2		15	18	27	
40	32	99	121	187	2.8	2.2	45	55	85
	20	79	97	159		1.4	36	44	72
4	40	55	77	.3		18	25	35	
50	40	130	143	242	3.4	2.8	59	66	110
	20	99	115	187		1.4	45	52	85
5	48	62	88	.3		22	28	40	
60	48	137	154	265	4.0	3.3	62	70	120
	40	150	165	289		2.8	68	75	131
18	90	104	170	1.2		41	47	77	
6	55	73	99	.4	25	33	45		
80	64	176	205	342	5.5	4.4	80	93	155
	54	187	225	353		3.7	85	102	160
23	121	137	220	1.6		55	62	100	
8	60	77	108	.5	27	35	49		
100	80	203	242	397	6.9	5.5	92	110	180
	66	225	262	437		4.5	102	119	198
40	198	231	375	2.8		90	105	170	
10	68	79	132	.7	31	36	60		
120	96	231	276	452	8.3	6.6	105	125	205
	70	276	311	518		4.8	125	141	235
45	240	267	450	3.1		109	121	204	
12	110	121	198	.8	50	55	90		
150	120	287	333	551	10.3	8.3	130	151	250
	85	364	421	705		5.9	165	191	320
55	298	353	595	3.8		135	160	270	
15	132	165	254	1.0	60	75	115		
180	140	408	485	794	12.4	9.7	185	220	360
	115	430	507	860		8.0	195	230	390
70	386	430	739	4.8		175	195	335	
18	165	187	309	1.2	75	85	140		
200	140	461	518	871	13.8	9.7	209	235	395
	115	474	540	904		8.0	215	245	410
80	430	496	827	5.5		195	225	375	
20	209	242	386	1.4	95	110	175		
225	140	485	573	948	15.5	9.7	220	260	430
	115	496	584	961		8.0	225	265	436
85	463	540	904	5.9		210	245	410	
23	254	298	496	1.6	115	135	225		
250	140	525	606	1,014	17.2	9.7	238	275	460
	120	551	584	1,038		8.3	250	265	471
70	463	529	893	4.8		210	240	405	
25	276	320	529	1.7	125	145	240		
300	140	528	616	1023	21	9.7	240	280	465
	120	551	627	1038		8.3	250	285	477
70	484	550	913	4.8		220	250	415	
30	319	352	583	2.0	145	160	265		

NOTE: For air capacities scfm (m<sup>3</sup>/hr) multiply steam capacities by 0.36.  
Maximum pressure reduction ratio 10:1.

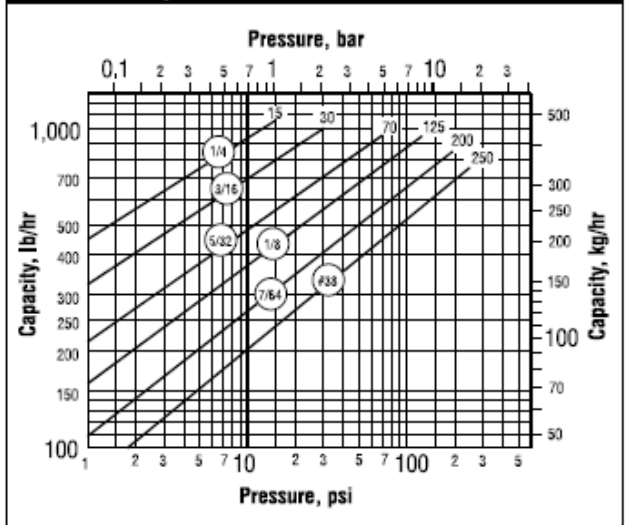
## Anexo 10

### Modelos Trampas de vapor Armstrong Series 800

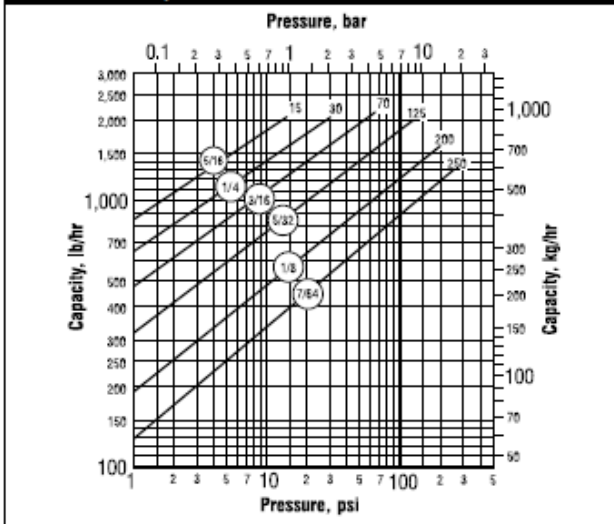
**Model 800 Capacity**



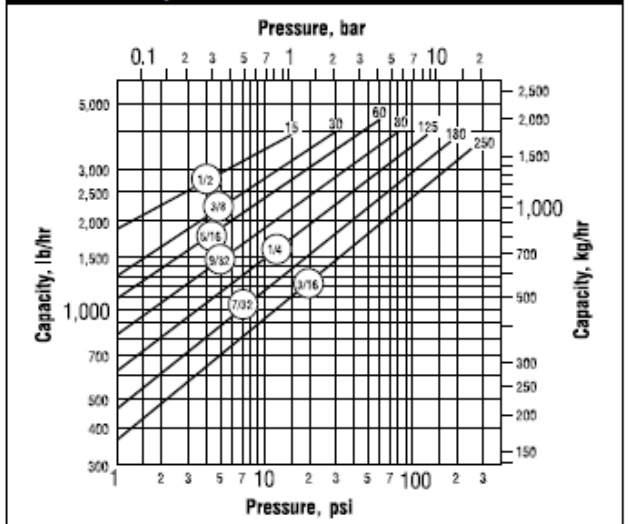
**Model 811 Capacity**



**Model 812 Capacity**



**Model 813 Capacity**

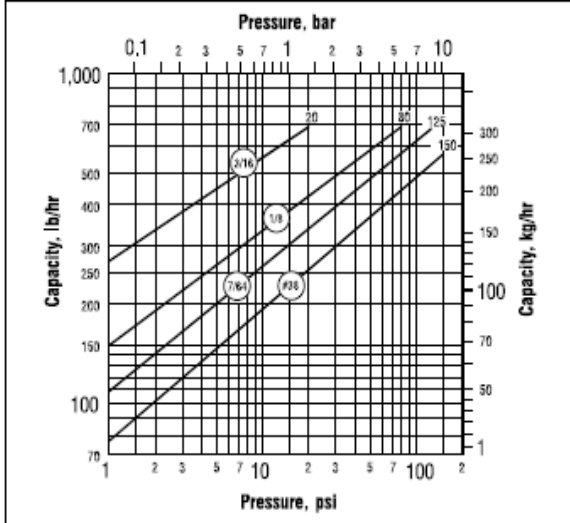




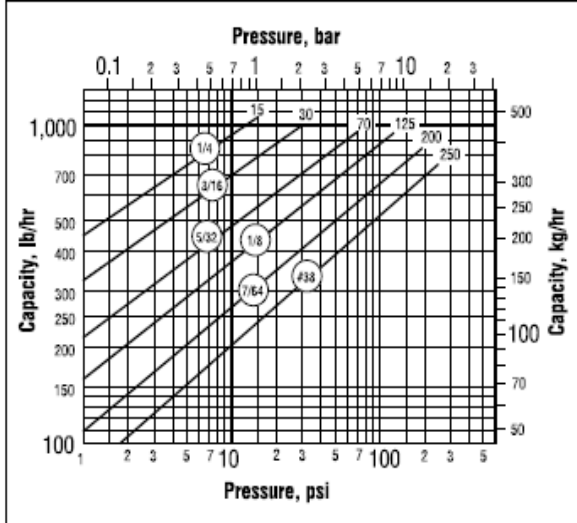
## Anexo 11

### Modelos Trampas de vapor Armstrong Series 880

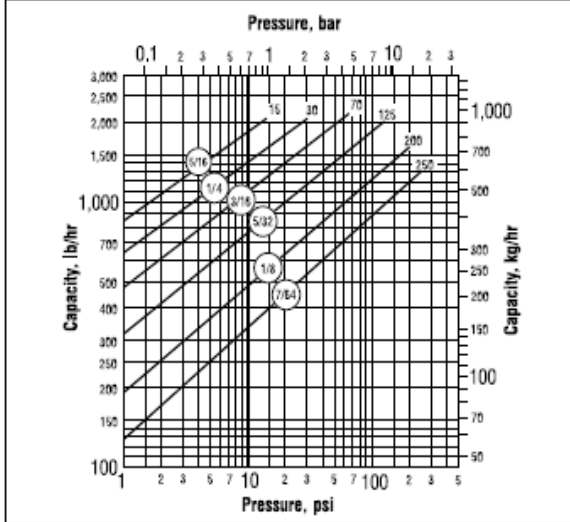
**Model 880 Capacity**



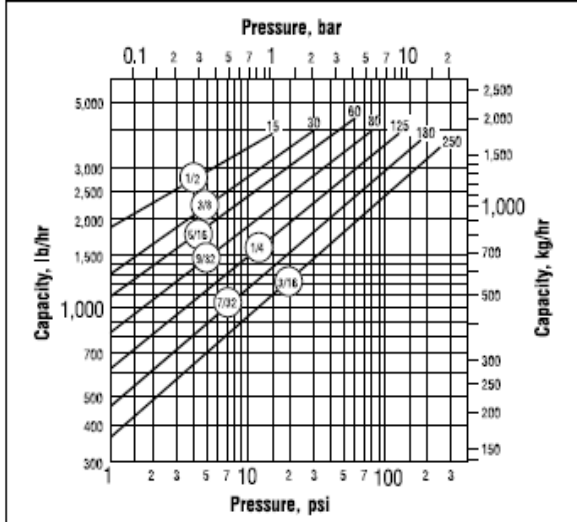
**Model 881 Capacity**



**Model 882 Capacity**

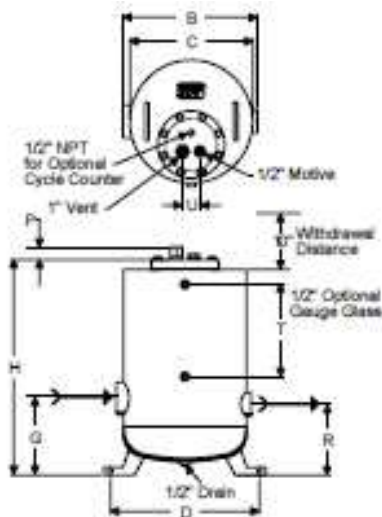


**Model 883 Capacity**



## Anexo 12

### Ficha Técnica y Tablas de Selección de Bomba de Condensado



The Armstrong PT-400 Series Vertical Pump Trap is the low maintenance, non-electric solution to move condensate or other liquids from low points, low pressures or vacuum spaces to an area of higher elevation or pressure. Condensate can be returned at temperatures well above the 210°F (99°C) limit of conventional electric condensate pumps without the headaches of leaking seals or cavitation problems.

#### Features

- Non-electric—Uses inexpensive steam, air or gas to operate the pump trap
- Explosion proof—Intrinsically safe
- ASME code stamped carbon steel or stainless steel body vessel
- Low maintenance—No leaking seals, impeller or motor problems
- All stainless steel internals with durable Inconel X-750 springs
- Externally removable/replaceable seats—Valve and seats can be replaced or cleaned without removing pump cap from body

**PT-400 Pumping Trap Physical Data**

Model Number	PT-404		PT-406		PT-408		PT-412	
	in	mm	in	mm	in	mm	in	mm
"B"	17-1/2	445	17-1/2	445	17-1/2	445	17-1/2	445
"C"	16	406	16	406	16	406	16	406
"D"	19-3/8	492	19-3/8	492	19-3/8	492	19-3/8	492
"G"	10	254	10	254	10	254	10	254
"H"	28	711	28	711	28	711	28	711
"P"	1-5/8	41	1-5/8	41	1-5/8	41	1-5/8	41
"R"	9-1/4	235	9-1/4	235	9-1/4	235	9-1/4	235
"T"	12	305	12	305	12	305	12	305
"U"	2-1/4	57	2-1/4	57	2-1/4	57	2-1/4	57
Weight lb (kg)	166 (75)		166 (75)		166 (75)		166 (75)	
Number of Body/ Cap Bolts	8		8		8		8	
Check Valve Conn. in (mm)	1 (25)		1-1/2 (40)		2 (50)		3 (75)	
Brass Check Valves lb (kg)	4 (2)		9 (4)		16 (7)		29 (13)	
Stainless Steel Check Valves lb (kg)	4 (2)		9 (4)		15 (7)		38 (17)	

Maximum Allowable Pressure (Vessel Design) 150 psig @ 60°F (10 bar @ 343°C)  
Maximum Operating Pressure 125 psig (5 bar)

FT-400 Pumping Trap Connection Sizes								
Model	Vertical Steel							
	PT-404		PT-406		PT-408		PT-412	
	in	mm	in	mm	in	mm	in	mm
Inlet Connection	1	25	1-1/2	40	2	50	3	80
Outlet Connection	1	25	1-1/2	40	2	50	2	50
Motive Pressure Connection	1/2	15	1/2	15	1/2	15	1/2	15
Vent Connection	1	25	1	25	1	25	1	25
Optional Gauge Glass Connection	1/2	15	1/2	15	1/2	15	1/2	15

FT-400 Pumping Trap Capacities																			
Motive Pressure		Total Lift or Back Pressure		PT-404 (12" Fill Head) 1" x 1"				PT-406 (12" Fill Head) 1-1/2" x 1-1/2"				PT-408 (12" Fill Head) 2" x 2"				PT-412 (12" Fill Head) 3" x 2"			
				Steam Motive		Air Motive		Steam Motive		Air Motive		Steam Motive		Air Motive		Steam Motive		Air Motive	
psig	bar	psig	bar	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr		
15	1.0	5	0.34	1,900	862	2,250	1,021	3,100	1,406	3,350	1,520	4,500	2,041	4,850	2,200	7,500	3,402		
25	1.7			2,500	1,134	2,650	1,202	4,600	2,086	4,875	2,211	6,800	2,994	7,000	3,175	11,000	4,990		
50	3.5			3,100	1,406	3,225	1,463	4,900	2,222	5,100	2,313	7,100	3,220	7,375	3,345	11,700	5,307		
75	5			3,400	1,542	3,500	1,588	5,200	2,359	5,300	2,404	7,200	3,266	7,400	3,357	12,000	5,443		
100	7			3,500	1,588	"	"	5,400	2,449	"	"	7,300	3,311	"	"	12,100	5,488		
125	8.5			3,600	1,633	"	"	5,500	2,495	"	"	7,400	3,357	"	"	12,200	5,534		
25	1.7	15	1	2,200	999	2,525	1,145	3,500	1,588	4,025	1,826	5,400	2,449	6,200	2,812	7,200	3,266		
50	3.5			2,600	1,179	2,800	1,270	4,100	1,860	4,425	2,007	6,300	2,857	6,800	3,084	10,400	4,717		
75	5			2,800	1,270	2,950	1,338	4,300	1,950	4,550	2,064	6,500	2,948	6,900	3,130	10,800	4,899		
100	7			3,100	1,406	"	"	4,800	2,177	"	"	6,700	3,039	"	"	11,000	4,990		
125	8.5			3,200	1,451	"	"	4,900	2,222	"	"	6,800	3,084	"	"	11,200	5,080		
35	2.5	25	1.5	2,000	907	2,350	1,066	2,900	1,315	3,425	1,554	4,200	1,905	4,950	2,245	6,900	3,130		
50	3.5			2,400	1,088	2,675	1,213	4,000	1,814	4,500	2,041	5,800	2,631	6,400	2,903	9,700	4,400		
75	5			2,600	1,179	2,800	1,270	4,400	1,996	4,750	2,155	6,000	2,721	6,500	2,948	10,000	4,536		
100	7			2,800	1,270	"	"	4,700	2,132	"	"	6,100	2,767	"	"	10,200	4,626		
125	8.5			2,900	1,315	"	"	4,800	2,171	"	"	6,200	2,812	"	"	10,400	4,717		
50	3.5	40	3	1,900	862	2,350	1,066	3,300	1,451	4,050	1,837	4,350	1,973	5,350	2,427	5,800	2,631		
60	4			2,200	999	2,600	1,179	3,600	1,633	4,250	1,927	5,100	2,313	6,000	2,722	6,900	3,130		
75	5			2,400	1,088	2,675	1,213	4,000	1,814	4,475	2,030	5,700	2,585	6,375	2,892	7,600	3,447		
100	7			2,500	1,135	"	"	4,200	1,905	"	"	6,000	2,721	"	"	8,100	3,674		
125	8.5			2,700	1,225	"	"	4,500	2,041	"	"	6,400	2,903	"	"	8,500	3,856		
70	4.5	60	4	1,800	818	2,400	1,088	3,200	1,451	4,300	1,950	3,800	1,724	5,050	2,291	5,000	2,268		
75	5			2,000	907	2,450	1,111	3,500	1,588	4,650	2,109	4,100	1,859	5,175	2,347	5,400	2,450		
100	7			2,300	1,233	"	"	3,700	1,678	"	"	4,500	2,041	"	"	6,000	2,722		
125	8.5			2,400	1,088	"	"	3,800	1,724	"	"	4,600	2,177	"	"	6,400	2,903		

## **Anexo 13**

### **Software Armstrong y Software ESP PLUS**

Estos paquetes han sido creados por Armstrong Internacional, para apoyo a los diseños de sistemas de vapor, entre las principales funciones se tiene:

#### **Software Armstrong:**

- Dimensiona y selecciona los diferentes tipos de trampas para vapor para cualquier aplicación.
- Dimensionar y selecciona la bomba mecánica para retorno de condensado.
- Dimensiona y selecciona reguladoras de presión, temperatura y equipos de calentamiento.





#### **Software ESP PLUS:**






- Calcula diámetros de tubería para suministro de vapor y retorno de condensado.
- Calcula pérdidas de vapor flash y vapor vivo por trampas abiertas.




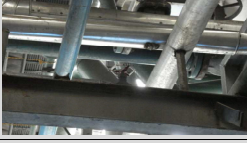









## Anexo 14







### Registro de Trampas de Vapor






REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR														
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (pulg)	EQUIPO	Pin (Psi)	Pin (Bar)	Pout (Psi)	Pout (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES
001		CALDERO # 1	F&T ARMSTRONG	3/4	ANTES DEL INTERCAMBIADOR	30	2,067	0	0	X	OK	X	OK	NO RECUPERAN POR QUE PUEDE TENER CONTAMINACION
002		INTERCAMBIADOR CALDERO # 1	B.I. N/D	1/2	DESPUES DEL INTERCAMBIADOR, LINEA DE ATOMIZACION	30	2,067	0	0	X	OK	X	ABIERTA	EXISTE PASO DE CONDENSADO Y VAPOR VIVO
003		CALDERO # 3	TD CD33S ARM	1/2	ANTES DEL INTERCAMBIADOR	12	0,8268	0	0	X	SI	NO	OK	
004		CALDERO # 3	TD CD33S ARM	1/2	DESPUES DEL INTERCAMBIADOR	12	0,8268	0	0	OK	OK	X	ABIERTA	EXISTE PASO DE CONDENSADO Y VAPOR VIVO
005	FUERA DE SERVICIO	CALDERO # 2	TD SAR	1	FIN DE LINEA ATOMIZACION	30	2,067	0	0	OK	OK	X		CALDERO IMPLOSIONADO
006	FUERA DE SERVICIO	CALDERO # 2	TD CD33S ARM	1/2	DESPUES INTERCAMBIADOR DE BUNKER	30	2,067	0	0	OK	OK	OK		CALDERO IMPLOSIONADO







REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR															
NO. TV	FOTOGRAFÍA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (pulg)	EQUIPO	Pin (Psi)	Pin (Bar)	Pout (Psi)	Pout (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES	
009		CALDERO # 1	F&T SAR	1	DESPUES DEL SEPARADOR DEL CALDERO, ANTES DE INGRESO AL DISTRIBUIDOR	160	11,024	15	1,0335	OK	X	X	OK		
010		DISTRIBUIDOR	F&T A4 ARM	1	TRAMPA LADO IZQUIERDO DEL DISTRIBUIDOR	160	11,024	15	1,0335	OK	OK	X	OK		
011		DISTRIBUIDOR	B.I. 800 ARM	1/2	TRAMPA LADO DERECHO DEL DISTRIBUIDOR	160	11,024	15	1,0335	OK	OK	X	OK	TRAMPA SUBDIMENSIONADA	
012		TANQUE BUNKER	DIARIO	B.I.880	1/2	INGRESO AL INTERCAMBIADOR DEL TANQUE DIARIO	50	3,445	0	0	X	OK	X	OK	
013		TANQUE BUNKER	DIARIO	TERMST ANG SAR	1/2	SALIDA AL INTERCAMBIADOR DEL TANQUE DIARIO	50	3,445	0	0	OK	OK	X	OK	






REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR														
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (pulg)	EQUIPO	P <sub>in</sub> (Psi)	P <sub>in</sub> (Bar)	P <sub>out</sub> (Psi)	P <sub>out</sub> (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES
014		PATA DE GOTEO	B.I. 880	1/2	LINEA 3 b MANGUERAS PASILLO SERVICIOS GENERALES (TRAMPA NORTE)	45	3,1005	15	1,0335	OK	OK	X	OK	
015		PATA DE GOTEO	TD 62 SAR	1/2	LINEA 3 b MANGUERAS PASILLO SERVICIOS GENERALES (TRAMPA SUR)	45	3,1005	15	1,0335	OK	OK	X	OK	
016		PATA DE GOTEO	TD 52 SAR	1/2	LINEA 3B TERMIZADORES PASILLO SERVICIOS GENERALES	45	3,1005	15	1,0335	OK	X	OK	TAPADA	DEMORA EN EL CALENTAMIENTO DEL PRODUCTO EN LA LINEA TRACER
017		PATA DE GOTEO	TERMST ANG SAR	1/2	LINEA DE UHT PASILLO SERVICIOS GENERALES	160	11,024	15	1,0335	OK	OK	OK	OK	SUBDIMENSIONADA
018		TERRAZA SOPLADORES	B.I.881	1/2	BOMBA ALIMENTACION BUNKER	25	1,7225	0	0	X	OK	OK	OK	
019		BOLSILLO ANTES DE VALVULA REGULADORA DE PRESION	ND	1/2	VALVULA REGULADORA CALENTAMIENTO LINEA BUNKER	25	1,7225	0	0	OK	X	X	ABIERTA	NO HAY TRAMPA ANTES DE REGULADORA PRESION

REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR														
NO. TV	FOTOGRAFÍA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (pulg)	EQUIPO	Pin (Psi)	Pin (Bar)	Pout (Psi)	Pout (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES
020		PATA DE GOTEO LINEA UHT TERRAZA	B.I.880	1/2	TERRAZA UHT LINEA VAPOR UHT	165	11,3685	15	1,0335	X	OK	X	OK	
021		PATA DE GOTEO ESTACION PRV	TD42L SAR	1/2	LINEA VAPOR UHT, TERRAZA UHT	165	11,3685	0	0	OK	OK	X	ABIERTA	TRAMPA ESTA A LA INTERPERIE Y EXISTE PASO DE VAPOR VIVO
022		DISTRIBUIDOR PATA DE GOTEO	CD335 ARM	3/4	DISTRIBUIDOR VAPOR TERRAZA UHT	90	6,201	0	0	OK	OK	X	OK	INTEMPERIE
023		PATA GOTEO LINEA VAPOR	B.I.880	1/2	LINEA VAPOR UHT PROCESO TERMICO TERRAZA UHT	165	11,3685	0	0	OK	OK	OK	OK	
024		PATA DE GOTEO	BI 880	1/2	FIN LINEA 68 UHT, TERRAZA PROCESO TERMICO	150	10,335	0	0	OK	OK	X	OK	






REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR														
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (pulg)	EQUIPO	P <sub>in</sub> (Psi)	P <sub>in</sub> (Bar)	P <sub>out</sub> (Psi)	P <sub>out</sub> (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES
025		PATA DE GOTEO	TD CD335 ARM	1/2	FIN DE LINEA 8B, UHT TERRAZA PROCESO TERMICO	90	6,201	0	0	OK	OK	X	ABIERTA	TRAMPA ESTA A LA INTERPERIE Y EXISTE PASO DE VAPOR VIVO
026		TTA DRINK	TD CD335	1/2	TETRA THERM A SEPTIC DRINK, PATA GOTEO ANTES DE P.R.V.	90	6,201	0	0	OK	OK	X	ABIERTA	EXISTE PASO DE CONDENSADO Y VAPOR VIVO
027		INTERCAMBIADOR TTA SALIDA	F&T A3 ARM	3/4	PATA DE GOTEO DESPUES DE PRV	90	6,201	0	0	X	OK	X	TAPADA	CAMBIAR MECANISMO A13 X 125 PSI
028		SALIDA PRV	TD CD33 ARM	3/4	PATA DE GOTEO	90	6,201	0	0	X	X	X	OK	
029		TP VTIS No. 1	TD SAR	1/2	LINEA INTERCAMBIADOR PATA DE GOTEO	100	6,89	15	1,0335	OK	OK	X	OK	
030		TP VTIS No. 1	FLOTADOR SAR	1/2	SEPARADOR DE HUMEDAD	125	8,6125	15	1,0335	OK	OK	X	OK	

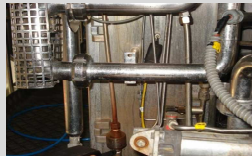




REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR														
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (pulg)	EQUIPO	Pin (Psi)	Pin (Bar)	Pout (Psi)	Pout (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES
031		TP VTIS No. 1	FLOTADOR SAR	1/2	FILTRO ANDERSON VAPOR CULINARIO (SALIDA)	120	8,268	15	1,0335	OK	OK	X	OK	
032		VTIS No. 2	FLOTADOR SAR	2	SALIDA INTERCAMBIADOR	90	6,201	0	0	X	OK	X	OK	
033		VTIS No. 2	TERMOST. DV 44 SARC	1/2	ENTRADA INTERCAMBIADOR	90	6,201	0	0	X	X	X	OK	
034		VTIS No. 2	F&T ARMSTRONG	1/2	SEPARADOR DE HUMEDAD	120	8,268	6	0,4134	SI	SI	SI	OK	
035		VTIS No. 2	F & T AI3 ARM	3/4	FILTRO ANDERSON VAPOR CULINARIO (SALIDA)	125	8,6125	15	1,0335	OK	OK	X	OK	





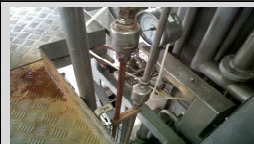

REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR														
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (plg)	EQUIPO	P <sub>in</sub> (Psi)	P <sub>in</sub> (Bar)	P <sub>out</sub> (Psi)	P <sub>out</sub> (Bar)	V (l/h)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES
036		TANQUES COCCION AVENA	TD 33S ARM	1/2	TRAMPA ANTES DE FILTRO DE COCCION DE AVENA	125	8,6125	15	1,0335	OK	OK	X	OK	
037		TANQUE CEPA	F&T SAR	3/4	SALIDA DEL TANQUE	80	5,512	15	1,0335	X	OK	OK	OK	
038		TANQUE CEPA	F&T	3/4	AGUA HELADA	30	2,067	0	0	X	X	X	NO REQUIERE	
039		LINEA VAPOR TANQUE ACEPTICO	TD52 SAR	1/2	PATA DE GOTEO ANTES DE PRV	85	5,8565	15	1,0335	OK	OK	X	OK	
040		FILTRO VAPOR CULINARIO	TD SAR	1/2	VAPOR FILTRO CULINARIO TANQUE ACEPTICO	45	3,1005	15	1,0335	OK	OK	X	TAPADA	DEMORA EN EL CALENTAMIENTO DEL PRODUCTO EN EL TANQUE
041		TANQUE ACEPTICO	PLACA ORIFICIO SAR	1/2	BLOQUE DE VALVULAS	40	2,756	0	0	X	X	X	OK	






REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR														
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (plg)	EQUIPO	Pin (Psi)	Pin (Bar)	Pout (Psi)	Pout (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES
042		TANQUE ACEPTICO	PLACA ORIFICIO SAR	1/2	BLOQUE DE VALVULAS	40	2,756	0	0	X	X	X	OK	
043		TANQUE ACEPTICO	TD CD33S ARM	1/2	FIN DE LINEA ALIMENTACION A TANQUE ACEPTICO	30	2,067	15	1,0335	OK	OK	X	OK	
044		TANQUE ACEPTICO	PLACA ORIFICIO	3/4"	VALVULAS BARRERA DE VAPOR	45	3,1005	0	0	X	X	X	ABIERTA	EXISTE PASO DE CONDENSADO Y VAPOR VIVO
045		TANQUE ACEPTICO	TERMOSTATICA	1/2	VALVULAS BARRERA DE VAPOR	40	2,756	0	0	X	X	X	TAPADA	DEMORA EN EL CALENTAMIENTO DEL PRODUCTO EN EL TANQUE
046		LLENADORAS TETRA	MODELO 880 B.I. ARM	1/2	ALIMENTACION CIP DE LLENADORAS TETRA	40	2,756	15	1,0335	OK	OK	X	OK	














REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR															
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (pulg)	EQUIPO	P <sub>in</sub> (Psi)	P <sub>in</sub> (Bar)	P <sub>out</sub> (Psi)	P <sub>out</sub> (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES	
047		CALENTADOR SODA	B.I.880	1/2	ENTRADA A PRV QUE VA AL INTERCAMBIADOR	85	5,8565	15	1,0335	OK	OK	X	OK		
048		CALENTADOR SODA	F&T AI3 ARM	3/4"	SALIDA DEL INTERCAMBIADOR	80	5,512	0	0	X	X	X	OK		
049		CALENTADOR SODA	TD 42 SAR	1/2	ANTES DE LA VALVULA DE CONTROL AL INGRESO DEL TANQUE	85	5,8565	15	1,0335	X	OK	X	OK		
050		LLENADORA LINEA 5 TETRA	TERMOSTATICA ANGULAR SAR	1/2	SALIDA ARRIBA DEL EQUIPO	30	2,067	0	0	X	X	X	OK		
051		LLENADORA LINEA 5 TETRA	TERMOSTATICA	1/2	SALIDA ABAJO DEL EQUIPO	30	2,067	0	0	X	X	X	ABIERTA	EXISTE PASO DE CONDENSADO Y VAPOR VIVO	
052		LLENADORA LINEA 4 TETRA	TERMOSTATICA ANGULAR	1/2	SALIDA	30	2,067	0	0	X	X	X	TAPADA	DEMORA EN CALENTAMIENTO EN LA LINEA TETRA PACK	







REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR															
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (plg)	EQUIPO	Pin (Psi)	Pin (Bar)	Pout (Psi)	Pout (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES	
053		LLENADORA LINEA 4	TETRA	TERMOSTATICA ANGULAR	1/2	SALIDA	30	2,067	0	0	X	X	X	ABIERTA	EXISTE PASO DE CONDENSADO Y VAPOR VIVO
054		LLENADORA LINEA 3	TETRA	TERMOSTATICA ANGULAR	1/2	SALIDA	30	2,067	0	0	X	X	X	OK	
055		LLENADORA LINEA 3	TETRA	TERMOSTATICA GESTRA	1/2	SALIDA	30	2,067	0	0	X	X	X	OK	
056		LLENADORA LINEA 7	TETRA	TERMOSTATICA GESTRA	1/2	SALIDA	30	2,067	0	0	X	X	X	ABIERTA	EXISTE PASO DE CONDENSADO Y VAPOR VIVO
057		LLENADORA LINEA 7	TETRA	TERMOSTATICA GESTRA	1/2	SALIDA	30	2,067	0	0	X	X	X	ABIERTA	EXISTE PASO DE CONDENSADO Y VAPOR VIVO






REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR															
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (plg)	EQUIPO	P <sub>in</sub> (Psi)	P <sub>in</sub> (Bar)	P <sub>out</sub> (Psi)	P <sub>out</sub> (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES	
058		LLENADORA LINEA 6	TETRA	TERMOSTATICA GESTRA	1/2	SALIDA	30	2,067	0	0	X	X	X	OK	
059		LLENADORA LINEA 6	TETRA	TERMOSTATICA GESTRA	1/2	SALIDA	30	2,067	0	0	X	X	X	OK	
060		LLENADORA LINEA 1	TETRA	TERMOSTATICA ANGULAR	1/2	SALIDA	30	2,067	0	0	X	X	X	ABIERTA	EXISTE PASO DE CONDENSADO Y VAPOR VIVO
061		LLENADORA LINEA 1	TETRA	TERMOSTATICA SARCO VERTICAL	1/2	SALIDA	30	2,067	0	0	X	X	X	ABIERTA	EXISTE PASO DE CONDENSADO Y VAPOR VIVO
062		LLENADORA LINEA 2	TETRA	TERMOSTATICA GESTRA	1/2	SALIDA	30	2,067	0	0	X	X	X	ABIERTA	EXISTE PASO DE CONDENSADO Y VAPOR VIVO
063		LLENADORA LINEA 2	TETRA	TERMOSTATICA GESTRA	1/2	SALIDA	30	2,067	0	0	X	X	X	OK	

REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR														
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (pulg)	EQUIPO	Pin (Psi)	Pin (Bar)	Pout (Psi)	Pout (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES
064		UHT PATA DE GOTEO	TD 52 SAR	1/2	PATA DE GOTEO HACIA LOS TANQUES CIP DE PREPARACION	90	6,201	0	0	OK	OK	X	TAPADA	DEMORA EN EL CALENTAMIENTO E LA LINEA DE ALIMENTACION DE VAPOR A LOS TANQUES CIP
065		TRAMPA ANTES DE ESTACION PRV	CD33S ARMSTRONG	1/2	ANTES DE COCCION DEL TANQUE DE AVENA	80	5,512	15	1,0335	OK	OK	X	OK	INTEMPERIE
066		EVAPORADOR No. 2 EFECTOS PASTEURIZADOR	F&T BRIDADA SAR	1"	PASTEURIZACION ANTES DE ENTRAR AL 1ER EFECTO	50	3,445	15	1,0335	X	OK	X	OK	
067		PATA DE GOTEO	TD52 SAR	1/2	DISTRIBUIDOR PASTEURIZADOR EVAPORADOR 2 EFECTOS	50	3,445	0	0	OK	OK	X	OK	INTEMPERIE
068		PATA DE GOTEO	B.I.880	1/2	DISTRIBUIDOR PASTEURIZADOR SEGUNDO NIVEL EVAPORADOR 2 EFECTOS	150	10,335	0	0	OK	OK	OK	OK	







REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR														
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (plg)	EQUIPO	P <sub>in</sub> (Psi)	P <sub>in</sub> (Bar)	P <sub>out</sub> (Psi)	P <sub>out</sub> (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES
069		TERMIZADOR	F&T A4 ARMSTRONG	3/4	SALIDA DEL INTERCAMBIADOR	60	4,134	15	1,0335	X	X	X	OK	
070		PASTEURIZADOR DE MAGRA	F&T A4 ARMSTRONG	1"	SALIDA DEL INTERCAMBIADOR	30	2,067	0	0	X	X	X	OK	GOLPES DE ARIERTE
071		PASTEURIZADOR DE CREMA	F&T SARCO	3/4"	SALIDA DEL INTERCAMBIADOR	30	2,067	15	1,0335	X	X	X	OK	GOLPES DE ARIERTE
072		PATA DE GOTEÓ	TD52 SARCO	1/2	EVAPORADOR 4 EFECTOS	150	10,335	15	1,0335	OK	OK	X	OK	
073		DISTRIBUIDOR	TD 335 ARM	1/2	EVAPORADOR 4 EFECTOS	150	10,335	15	1,0335	OK	OK	OK	OK	
074		SALIDA SEPARADOR DEL	F&T SARCO	3/4	SEPARADOR EVAPORADOR 4 EFECTOS	160	11,024	0	0	OK	OK	OK	OK	GOLPES DE ARIERTE






REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR														
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (pulg)	EQUIPO	Pin (Psi)	Pin (Bar)	Pout (Psi)	Pout (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES
075		SALIDA FILTRO ANDERSON	F&T A175 ARM	3/4	SALIDA FILTRO ANDERSON EVAPORADOR EFECTOS	160	11,024	0	0	OK	X	OK	OK	GOLPES DE ARIETE
076		CUARTO CIP, TANQUE ACIDO	THERMOTON SAR	3/4	SLAIDA DEL SERPENTIN	60	4,134	0	0	X	X	X	OK	
077		CUARTO CIP, TANQUE ACIDO	TD SAR	3/4"	PATA DE GÓTEO	50	3,445	0	0	X	OK	X	TAPADA	DEMORA EN CALENTAMIENTO EN LA LINEA DEL CUARTO CIP
078		CUARTO CIP TANQUE SODA	F&T A3 ARMSTRONG	3/4"	SALIDA DEL SERPENTIN	50	3,445	0	0	X	OK	X	OK	
079		PATA GÓTEO SALIDA	TD42S SARCO	1/2	SEPARADOR DE HUMEDAD	75	5,1675	15	1,0335	OK	OK	OK	OK	







REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR														
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (pulg)	EQUIPO	P <sub>in</sub> (Psi)	P <sub>in</sub> (Bar)	P <sub>out</sub> (Psi)	P <sub>out</sub> (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES
080		PATA GOTEÓ SALIDA	TD42 SARCO	1/2	FILTRO ANDERSON	75	5,1675	15	1,0335	OK	OK	OK	OK	
081		PATA GOTEÓ SALIDA RADIADOR	TD42H SARCO	3/4"	MANEJADORA DE AIRE CONIDUR	65	4,4785	15	1,0335	OK	OK	OK	OK	INTEMPERIE
082		DISTRIBUIDOR PATA GOTEÓ	B.I. 800 ARMSTRONG	1/2	MANEJADORA DE AIRE EGRON	65	4,4785	15	1,0335	OK	OK	X	ABIERTA	EXISTE PASO DE CONDENSADO Y VAPOR VIVO
083		POST ENFRIADOR PATA GOTEÓ	F&T A3 ARMSTRONG	3/4"	MANEJADORA DE AIRE RADIADORES	65	4,4785	15	1,0335	OK	OK	X	OK	
084		POST SECADOR PATA GOTEÓ	F&T A2 ARMSTRONG	1/2	MANEJADORA DE AIRE RADIADOR	65	4,4785	15	1,0335	OK	OK	X	OK	
085		POST SECADOR PATA GOTEÓ	F&T A2 ARMSTRONG	1/2	MANEJADORA DE AIRE RADIADOR	65	4,4785	15	1,0335	OK	OK	X	OK	



REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR														
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (plg)	EQUIPO	Pin (Psi)	Pin (Bar)	Pout (Psi)	Pout (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES
086		INYECCION VAPOR A LECITINA	F&T A14 SARCO	1/2	SALIDA DE SEPARADOR HUMEDAD	110	7,579	15	1,0335	OK	OK	X	OK	
087		INYECCION VAPOR A LECITINA	F&T A2 ARMSTRONG	1/2	SALIDA DE FILTRO ANDERSON	110	7,579	15	1,0335	OK	OK	OK	ABIERTA	EXISTE PASO DE CONDENSADO Y VAPOR VIVO
088		INYECCION VAPOR A LECITINA	F&T A2 ARMSTRONG	1/2	ENTRADA INYECCION DE LECITINA	110	7,579	15	1,0335	OK	OK	X	OK	
089		LINEA PRINCIPAL A RECEPCION DE LECHE	TERMOSTATICA ANGULAR SARCO	1/2	PATA DE GOTEO SALIDA DE OMEGA LINEA RECEPCION LECHE	75	5,1675	0	0	X	OK	X	ABIERTA	
090		CUARTO BOMBAS TANQUES COMBUSTIBLES	B.I. 800 ARMSTRONG	1/2	LINEA TRACER	50	3,445	0	0	OK	OK	OK	ABIERTA	VERIFICAR MECANISMO



REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR														
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (plg)	EQUIPO	P <sub>in</sub> (Psi)	P <sub>in</sub> (Bar)	P <sub>out</sub> (Psi)	P <sub>out</sub> (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES
091		ESTACION PRV ANTES DE LOS 4 TANQUES	B.I. 880 ARMTRONG	1/2	ENTRADA A ESTACION P.R.V.	75	5,1675	0	0	OK	OK	OK	OK	
092		TANQUE 01 BUNKER	B.I. 800 ARMTRONG	1/2	SALIDA DEL SERPENTIN T. 01 BUNKER	20	1,378	0	0	OK	OK	X	OK	
093		TANQUE 02 BUNKER PATA DE GOTEO	B.I. 881 ARMTRONG	1/2	CABEZAL DEL TANQUE 02. BUNKER	20	1,378	0	0	OK	OK	OK	OK	
094		TANQUE 02 BUNKER PATA DE GOTEO	TERMOSTATICA ANGULAR SARCO	1/2	SALIDA DEL SERPENTIN T. 02 BUNKER	20	1,378	0	0	OK	OK	X	TAPADA	DEMORA EN CALENTAMIENTO EN EL TANQUE DE BUNKER
095		PRIMERA PATA DE GOTEO	B.I. 881 ARMTRONG	1/2	LINEA RECEPCION DE LECHE	75	5,1675	0	0	OK	OK	OK	OK	GOLPES DE ARIERTE
096		QUEROS	B.I. 880 ARMTRONG	1/2	LINEA RECEPCION DE LECHE	75	5,1675	0	0	OK	OK	OK	OK	GOLPES DE ARIERTE

REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR														
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (plg)	EQUIPO	Pin (Psi)	Pin (Bar)	Pout (Psi)	Pout (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES
097		TERCERA PATA DE GOTEO	B.I. 880 ARMSTRONG	1/2	LINEA RECEPCION DE LECHE	75	5,1675	0	0	OK	OK	OK	OK	GOLPES DE ARIERTE
098		ESTACION PRV CIP TAN	B.I. 880 ARMSTRONG	1/2	PATA GOTEO ANTES P.R.V	75	5,1675	0	0	OK	OK	OK	OK	GOLPES DE ARIERTE
099		CIP TANQUEROS CALENTAMIENTO ACIDO	TERMOSTATICA VERTICAL GESTRA	3/4"	SALIDA SERPENTIN	45	3,1005	0	0	X	X	X	OK	
100		CIP TANUEROS CALENTAMIENTO SODA	TERMOSTATICA VERTICAL GESTRA	3/4"	SALIDA SERPENTIN	45	3,1005	0	0	X	X	X	OK	
101		PATA DE GOTEO	CD335 ARMSTRONG	1/2	DESCARGA RECEPCION COMBUSTIBLE	20	1,378	0	0	OK	OK	OK	OK	INTEMPERIE

REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR														
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (pulg)	EQUIPO	P <sub>in</sub> (Psi)	P <sub>in</sub> (Bar)	P <sub>out</sub> (Psi)	P <sub>out</sub> (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES
102		TUBERIA BAJO LA CALLE	TERMOSTATICA ANGULAR SARCO	1/2	LINEA PRINCIPAL A RECEPCION LECHE LINEA TRACER	75	5,1675	0	0	X	OK	X	TAPADA	DEMORA EN CALENTAR LA LECHE EN LA LINEA DE DESPACHO DE LECHE
103		TETRA ALDOSE	TD CD 335 ARM	1/2		100	6,89	0	0	OK	OK	X	OK	
104		TETRA ALDOSE	TD CD 335 ARM	1/2		100	6,89	0	0	OK	OK	X	OK	
105		TETRA ALDOSE	TD CD 335 ARM	1/2		40	2,756	0	0	OK	OK	X	OK	
106		TANQUE ACEPTICO	PLACA ORIFICIO	1/2		45	3,1005	0	0	X	X	X	OK	
107		ENTRADA PASILLO PRINCIPAL	TD 335 ARM	1/2		90	6,201	15	1,0335	OK	OK	X	OK	INTEMPERIE

REGISTRO DE TRAMPAS DE VAPOR														
NO. TV	FOTOGRAFIA DE TRAMPA DE VAPOR	LOCALIZACIÓN	TIPO	CONEXIÓN (pulg)	EQUIPO	Pin (Psi)	Pin (Bar)	Pout (Psi)	Pout (Bar)	V (IN)	F	V (OUT)	ESTADO TV	OBSERVACIONES
108		ENTRADA BAÑO DE PERSONAL	F&T A13 ARM	1/2		90	6,201	0	0	OK	OK	OK	OK	
109		BODEGA PRINCIPAL	TD SARCO ANGULAR	1/2		90	6,201	0	0	OK	OK	X	OK	

## Anexo 15

### Diámetros interiores y exteriores de tuberías según norma DIN

Tamaño de la conexión de la tubería (pulg.)	DN de conexión de la tubería	Diámetro exterior en mm	Espesor de pared en mm	Diámetro interior en mm
1/2"	15	21,3	2,0	17,3
3/4"	20	26,9	2,3	22,3
1"	25	33,7	2,6	28,5
1 1/4"	32	42,4	2,6	37,2
1 1/2"	40	48,3	2,6	43,1
2"	50	60,3	2,9	60,1
2 1/2"	65	76,1	2,9	70,3
3"	80	88,9	3,2	82,5
4"	100	114,3	3,6	107,1
5"	125	139,7	4,0	131,7
6"	150	168,3	4,5	159,3
8"	200	209,1	5,9	207,3
10"	250	273,0	6,3	260,4

